

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ**

На правах рукопису

НАСТЕНКО ОЛЬГА ВІКТОРІВНА

УДК 66.021.1:532.5

**МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ
СЕПАРАЦІЇ ГАЗОРІДИННИХ СУМІШЕЙ**

05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології

Дисертація на здобуття наукового ступеня
кандидата технічних наук

Науковий керівник:
кандидат технічних наук, доцент
Ляпощенко Олександр Олександрович

Суми – 2016

ЗМІСТ

ВСТУП.....	5
РОЗДІЛ 1 ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ І ПОСТАНОВКА ЗАДАЧ	
ДОСЛІДЖЕНЬ.....	12
1.1 Класифікація аеродисперсних систем, методи їх розділення та обладнання.....	12
1.2 Обладнання для розділення (сепарації) газорідинних сумішей....	16
1.2.1 Сучасний стан і шляхи розвитку технологій і техніки газоочищення.....	16
1.2.2 Особливості роботи жалюзійних інерційних сепараторів.....	24
1.2.3 Інерційно-фільтруючі сепаратори. Характеристика, особливості роботи.....	28
1.3 Гідродинаміка та механізми сепарації газорідинних сумішей.....	31
1.3.1 Фізичні умови утворення та механізми формування високодисперсної рідини у потоці газу.....	31
1.3.2. Фазова рівновага газорідинної системи.....	38
1.3.3. Гідродинаміка руху газодисперсних потоків сепараційними каналами.....	43
1.4 Висновки до першого розділу, постановка задач досліджень.....	48
РОЗДІЛ 2 ФІЗИЧНА МОДЕЛЬ ТА МЕТОДИКА	
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ ГАЗОРІДИННИХ СУМІШЕЙ.....	50
2.1 Фізична модель руху газокраплинного потоку секціями інерційно-фільтруючого сепаратора.....	50
2.1.1 Рух газорідинного потоку та вловленої плівки рідини в інерційно-фільтруючих сепараторах.....	50
2.1.2 Проникнення газокраплинного потоку у фільтруючі секції..	55
2.2 Опис експериментальної установки та задачі експериментальних	

	3
досліджень процесів інерційно-фільтруючої сепарації.....	57
2.3 Методика проведення експериментальних досліджень.....	63
2.3.1 Методика дослідження гідродинаміки та ефективності роботи інерційно-фільтруючих сепараторів.....	63
2.3.2 Методика визначення числа напівхвиль криволінійних каналів інерційно-фільтруючих газосепараторів.....	67
2.4 Висновки до другого розділу.....	68
РОЗДІЛ 3 МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ.....	69
3.1 Математичне моделювання гідродинаміки руху газової суміші криволінійними каналами.....	69
3.2 Математичне моделювання гідродинаміки руху крапель рідини в газовому потоці.....	76
3.3 Визначення розподілу вловлених крапель рідини та ефективності сепарації.....	80
3.4 Математичне моделювання взаємодії вловленої плівки рідини та газорідинного потоку.....	85
3.4.1 Визначення швидкості руху плівки вловленої рідини.....	87
3.4.2 Визначення кутів руху газорідинного потоку і плівки вловленої рідини.....	90
3.4.3 Умова застосовності теорії та аналіз моделі.....	93
3.5 Математичний опис супутнього теплообміну при інерційно- фільтруючій сепарації.....	96
3.5.1 Визначення кількості рідини, що утворюється в процесі сепарації конденсацією.....	96
3.5.2 Розв'язання задачі конвективного теплообміну плівки рідини.....	100
3.6 Висновки до третього розділу.....	107
РОЗДІЛ 4 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ НА МОДЕЛІ БЛОЧНОГО	

	4
ГАЗОСЕПАРАТОРА З ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЮ СЕКЦІЄЮ.....	108
4.1 Основні режимні параметри процесу.....	108
4.2 Аналіз впливу гідродинамічних процесів на ефективність роботи інерційно-фільтруючих сепараторів.....	111
4.2.1 Визначення гідравлічного опору.....	111
4.2.2 Визначення ефективності сепарації.....	114
4.2.3 Визначення необхідної кількості гофр на жалюзійній пластині інерційно-фільтруючого блоку.....	117
4.4 Висновки до четвертого розділу.....	118
РОЗДІЛ 5 УЗАГАЛЬНЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ.....	120
5.1 Аналіз та співставлення результатів експериментальних досліджень та математичних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації.....	120
5.2 Застосування отриманих результатів моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації в промисловій та навчальній практиках...	124
5.3 Рекомендації до інженерного проектування інерційно- фільтруючого сепараційного обладнання за допомогою систем моделювання методами обчислювальної гідродинаміки.....	127
5.4 Висновки до п'ятого розділу.....	131
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....	132
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	134
ДОДАТКИ	

ВСТУП

Актуальність теми. Процеси сепарації газодисперсних потоків є супутніми в більшості технологічних процесів хімічної технології та суміжних галузей промисловості. При інерційно-фільтруючій сепарації газорідинних сумішей пропонується одночасно з основним процесом інерційного осадження застосовувати механізми фільтрування для уникнення негативного впливу на основний процес сепарації вторинних процесів (руйнування структури плівки вловленої рідини, винесення бризок). За допомогою цього досягається зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації, а у випадку додаткового охолодження також стає можливим не тільки ефективно очищати газові викиди, а й додатково уловлювати та утилізувати цінні цільові компоненти, що в газорідинному потоці можуть бути виділені навіть у вигляді конденсаційного туману. При цьому, процеси інерційно-фільтруючої сепарації (гідродинаміка газової фази, гідродинаміка рідинної фази, взаємодія газового та рідинного потоків) ускладнюються супутнім теплообміном. Тому задача моделювання та дослідження таких складних процесів та їх взаємного впливу з метою удосконалення інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання, постає актуальною і відноситься до невирішених задач з процесів та обладнання хімічної технології.

У зв'язку з цим можна стверджувати, що тема дисертаційної роботи є актуальною, має важливе наукове та практичне значення, оскільки вирішує наукове завдання, спрямоване на моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідинних сумішей і удосконалення науково-обґрунтованих методів розрахунку основних технологічних параметрів та характеристик інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами

Дисертаційна робота відповідає тематичному плану науково-дослідних робіт кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ) Сумського державного університету в рамках держбюджетної тематики «Дослідження гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик пристроїв з вихровим та високотурбулізованими одно- та двофазними потоками» (номер державної реєстрації 0110U002632), термін виконання – 2010–2014рр., а також держбюджетної тематики «Гідродинамічні показники двофазних потоків тепломасообмінного, грануляційного та сепараційного обладнання» (номер державної реєстрації №0115U002551), термін виконання – 2015-2019рр. Замовник – Міністерство освіти і науки України.

Наукові результати та практичні рекомендації дисертаційної роботи впроваджені при виконанні господарських договорів на виконання НДДКР за господарськими договорами: НДР з вдосконалення схеми технологічного процесу лінії цинкування ділянки гальванічних покриттів АТ «Сумський завод «Насосенергомаш» (договір №51.21-01.13.СП від 01 вересня 2013 р.) – визначення дисперсного складу суміші для проектування технологічного обладнання; виконання ДКР з розробки підігрівача-деемультатора типу «HEATER-TREATER» установки підготовки нафти (договір №51.18-04.15.СП від 18 травня 2015 р.) – розробка сепаратора паливного газу, а також відбійника-краплевловлювача; виконання ДКР з проектування сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва аміачної води (договір №51.18-05.15.СП від 12 липня 2015 р.). Здобувач виступала в якості відповідального виконавця господарських НДДКР.

Мета і завдання дослідження. Метою дисертаційної роботи є моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідних сумішей, удосконалення існуючих методів розрахунку гідродинамічних характеристик та геометричних показників інерційно-фільтруючих

сепараторів, видача рекомендацій з інженерного проектування інерційно-фільтруючих сепараторів-конденсаторів для очищення газорідинних сумішей.

Для досягнення поставленої мети послідовно вирішені наступні задачі досліджень:

- проведено аналіз відомих способів сепарації та техніка очистки газів, а також порівняння їх основних характеристик, визначено фізичні умови утворення та фазової рівноваги газоконденсатних систем, які впливають на інтенсивність та ефективність процесу інерційно-фільтруючої сепарації;

- розроблено фізичну модель руху газокраплинного потоку секціями інерційно-фільтруючого сепаратора, а також взаємодії газового потоку та плівки вловленої рідини для математичного моделювання та експериментальних досліджень процесів інерційно-фільтруючої сепарації;

- розроблено математичну модель, що описує процеси інерційно-фільтруючої сепарації, гідродинаміку руху газового та рідинного потоків криволінійними каналами, взаємодію газового потоку та плівки вловленої рідини, а також супутній теплообмін при протіканні процесу сепарації з конденсацією;

- експериментально досліджено гідродинаміку руху газорідинного потоку секціями блочного сепаратора експериментальної установки, ефективність роботи вузлів за ступенями сепарації та сумарну ефективність блочного газосепаратора, визначено ефективність уловлення краплин рідини кожною гофрою інерційно-фільтруючого блоку, а також фракційну ефективність сепарації;

- розроблено і надано рекомендацій до інженерного проектування інерційно-фільтруючих сепараційного обладнання за допомогою систем моделювання методами обчислювальної гідродинаміки;

- проведено апробацію та впровадження отриманих наукових результатів.

Об'єкт дослідження – процеси інерційно-фільтруючої сепарації газорідинних сумішей та інерційно-фільтруюче сепараційне обладнання.

Предмет дослідження – гідродинаміка потоків зі супутнім теплообміном у процесах інерційно-фільтруючої сепарації.

Методи дослідження. У роботі використовувалися методи фізичного та математичного моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідинних сумішей.

При проведенні експериментальних досліджень застосували методи багатофакторного планування експерименту. При математичному моделюванні та узагальненні отриманих експериментальних даних застосовано диференціальні методи математичного аналізу та інтегрального обчислення.

Наукова новизна одержаних результатів. На основі виконаних теоретичних моделювань та експериментальних досліджень процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідинних сумішей в дисертаційній роботі отримані такі наукові результати:

- вперше отримано розв'язок крайової задачі взаємодії турбулентного газового потоку, що рухається вздовж криволінійного каналу та ламінарного потоку плівки вловленої рідини, яка стікає по поверхні стінок каналу, що дозволяють проводити теоретичний аналіз та оптимізаційні розрахунки елементів інерційно-фільтруючих сепараторів;

- вперше отримано основні залежності, що описують супутній теплообмін при інерційно-фільтруючій сепарації з конденсацією;

- за допомогою теоретичного аналізу математичної моделі руху газокраплинного потоку у криволінійному каналі отримано аналітичний розв'язок системи диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса і чисельний розв'язок стаціонарної задачі моделювання руху краплин рідини щодо складових локальних швидкостей руху суцільної фази та дисперсних частинок з визначенням потенційних зон інерційно-фільтруючої сепарації та зон вторинного унесення бризок;

– дістали подальшого розвитку фізична та математична моделі процесів інерційно-фільтруючої сепарації, розроблено умови реалізації нового способу сепарації конденсацією високодисперсної краплинної рідини з використанням нових конструкцій інерційно-фільтруючих сепараторів-конденсаторів.

Практичне значення отриманих результатів.

– отримані аналітичні та чисельні розв’язки стаціонарних задач, що описують взаємодію газового потоку, краплин, плівки вловленої рідини і процеси сепарації їх за механізмами інерційного вловлювання та фільтрування зі супутнім теплообміном, представляють практичну цінність у інженерному моделюванні подібних процесів за допомогою САЕ-систем обчислювальної гідродинаміки;

– на підставі отриманих результатів запропоновано нові способи розділення газорідинних сумішей, а також вдосконалені конструкції інерційно-фільтруючих сепараторів, що захищені патентами України на корисні моделі;

– науково-технічні результати дисертаційної роботи впроваджено при виконанні господарсько-договірних та міжфакультетських/міжкафедральних проектів, що підтверджено отриманими актами впровадження.

Особистий внесок здобувача. Основні результати дисертаційної роботи, що складають її сутність, отримані особисто здобувачем. Серед них: статистичний збір матеріалу, його обробка, аналіз протікаючих процесів та роботи конструкцій приладів для розділення газодисперсних систем; проведення фізичного та математичного моделювання процесів, що проходять під час інерційно-фільтруючої сепарації; підбір та апробація методик проведених експериментальних досліджень; створення експериментальної установки для дослідження гідродинаміки та ефективності роботи інерційно-фільтруючих сепараторів. Вибір теми дисертаційної роботи, постановка завдання і формулювання висновків

проводилися під керівництвом наукового керівника – к.т.н, доцента, докторанта О.О. Ляпоценка.

Апробація результатів дисертації. Основні положення і результати дисертаційної роботи доповідалися та обговорювалися на: Міжнародній науково-технічній конференції «Хімічна технологія: наука і виробництво» (м. Шостка, 2012р.); науково-технічній конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій «Сучасні технології в промисловому виробництві» (2013р.); IX Міжнародній конференції «Стратегія якості в промисловості та освіті» (м. Варна, Болгарія, 2013р.); Міжнародній конференції молодих вчених «ССТ-2013 Хімія та хімічні технології» (м. Львів, 2013р.); III Всеукраїнській міжвузівській науково-технічній конференції «Сучасні технології у промисловому виробництві» (м. Суми, 2014р.); XXII Міжнародній науково-практичній конференції «Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта, здоров'я» (м. Харків, 2014р.); IV-й Міжнародній науково-практичній конференції «Інтегровані технології та енергозбереження» ІТЕ-2014 (м. Харків, 2014р.); Міжнародній молодіжній науково-технічній конференції «ПРОГРЕСИВНІ ТЕХНОЛОГІЇ І ПРОЦЕСИ» (м. Курськ, Росія, 2014 р.); XIV Міжнародній науково-технічній конференції «Герметичність, вібронадійність і екологічна безпека насосного і компресорного обладнання. ГЕРВІКОН-НАСОСИ-2014» (м. Суми, 2014р.); II Міжнародній науково-практичній конференції «Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво» (м. Шостка, 27–29 листопада 2014р.); 21й міжнародній науковій конференції «Технології XXI століття» (м. Суми, 8-10 вересня 2015 р.); XI Національній конференції багатофазних потоків (м. Гданськ, Польща, 7-9 жовтня 2015р.); I Всеукраїнській науково-технічній конференції (м. Дніпропетровськ, 3-5 листопада 2015р.); IV Всеукраїнській міжвузівській науково-технічній конференції «Сучасні технології в промисловому виробництві» (м. Суми, 2016р.); Міжнародній науково-технічній конференції та виставці «Машини, обладнання і матеріали для

нарощування вітчизняного видобутку та диверсифікації постачання нафти і газу» ПМ – 2016 (м. Івано-Франківськ, 16-20 травня 2016 р.).

Публікації. Результати дисертаційної роботи опубліковані у 30 наукових працях, із них 10 статей – у наукових журналах, (у т.ч. 6 - у наукових фахових виданнях, затверджених ДАК України, 4 статті – в міжнародних журналах), 16 публікацій тез доповідей у матеріалах і працях конференцій та 4 патентах України на корисну модель.

Структура та обсяг дисертації. Дисертаційна робота складається із вступу, п'яти розділів, висновків, списку використаних джерел на 14 сторінках, що охоплює 125 найменувань, та додатків. Загальний обсяг дисертації 163 сторінок, із них 133 сторінок основного тексту, 6 таблиць, 40 ілюстрацій, і додатки на 15 сторінках.

РОЗДІЛ 1

ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ І ПОСТАНОВКА ЗАДАЧ ДОСЛІДЖЕНЬ

1.1 Класифікація аеродисперсних систем, методи їх розділення та обладнання.

Підприємства хімічної, нафтогазопереробної чи будь-якої іншої галузі промисловості є виробництвами зі складними технологічними процесами та технологічними комплексами, в яких можуть використовуватися термічні, механічні або хімічні процеси, що супроводжуються утворенням чи виділенням газових потоків, які містять в собі частинки рідкої або твердої фази [1]. Такі потоки або направляються в навколишнє середовище, або, далі по технологічному процесу, в трубопроводи для транспортування чи інше обладнання. Тому однією з актуальних проблем, що стоять перед промисловістю, є вдосконалення та оптимізація технологій і техніки очистки таких забруднених газових потоків.

Промисловий газ, в якому досить довгий час в звищеному стані знаходяться частинки твердої фази або рідини, називається *аеродисперсною системою*, в якій частинки твердої фази або рідини являються дисперсною фазою, а газ – суцільною.

Всі аеродисперсні системи прийнято поділяти на [2, 3]: пилі, дими та тумани, які при цьому можуть бути природними або штучними. На (рис. 1.1) наведена класифікація аеродисперсних систем за різними параметрами.

В даній роботі розглядається процес розділення (сепарації) аеродисперсних систем з рідкою дисперсною фазою, тобто газорідинні суміші.

По способу утворення аеродисперсні системи з рідкою дисперсною фазою (газорідинні суміші) діляться на конденсаційні та дисперсійні [3]. Конденсаційні аеродисперсні системи утворюються при об'ємній конденсації

пересиченого пару, або при хімічній взаємодії речовин в газовій фазі. Дисперсійні системи утворюються при диспергуванні (подрібненні, розпиленні) рідини.



Рисунок 1.1 – Класифікація аеродисперсних систем

Як уже зазначалося в газорідних сумішах дисперсна фаза складається з рідких частинок, які можуть мати в своєму складі розчинені речовини або мати вигляд суспензій. Аеродисперсні системи з рідкою дисперсною фазою можуть мати різну ступінь дисперсності, а також бути більш чи менш полідисперсними.

Крім способу утворення різниця між конденсаційною та дисперсійною аеродисперсною системою полягає в тому, що дисперсійні системи мають більші розміри частинок та характеризуються більшою полідисперсністю. Конденсаційні системи мають частинки менші за розмірами та є більш монодисперсними.

В газорідинних сумішах частинки рідини мають кулеподібну форму. При зіткненнях одна з одною під дією різних причин рідкі частинки можуть зливатися і утворювати нові частинки також кулеподібної форми.

Однією з основних характеристик, що визначає вибір типу обладнання для очистки газових потоків є розмір частинок дисперсної фази. Крупні частинки досить легко відділити від суцільної газової фази і для цього може бути використаний апарат найпростішого типу. Але якщо частинки дрібні, то це може вимагати використання або складних апаратів, або й кількох таких, установлених послідовно. Також від діаметру частинок аеродисперсної системи залежать такі характеристики як: коефіцієнт дифузії, величина поверхні частинок, ширина лінії рентгенівського спектру і т.д. Але сучасні методи аналізу дисперсного складу газорідинних сумішей не дозволяють визначити масу або число частинок одного розміру. В результаті таких аналізів зазвичай визначають виходи фракцій, які виражають в долях або процентах від загальної маси або загальної кількості частинок. Крім цього визначають ще сумарні виходи[4, 5].

Коли газорідинна суміш рухається трубопроводами чи технологічними лініями, то на дисперсні частинки діють різні сили. Рух частинок може бути прямолінійним, при цьому частка може прискорюватись або уповільнюватись, чи криволінійним, тобто під дією сил, що можуть змінити початковий напрям руху частинки.

При криволінійному русі аеродисперсної системи на частинки починає діяти сила інерції, яка збільшує швидкість руху дисперсної фази. При цьому частинки переміщуються від осі руху, а різка зміна напрямку руху, перед якимось предметом або в криволінійному каналі, може призвести до зіткнення частинок з таким предметом чи стінкою каналу. Отже, це ті основні механізми, які використовуються при проектуванні газоочисного сепараційного обладнання.

При русі тіла в рідині або газі воно завжди відчуває опір з боку середовища, тобто прискорюється під дією його руху. При чому сили опору

залежать як від властивостей середовища (густини, в'язкості), так і швидкості тіла. [6-8].

В залежності від того, які сили діють на аеродисперсний потік при його розділенні, можна досить раціонально класифікувати сепараційне обладнання, врахувати його позитивні і негативні сторони, що дозволить проектувати високоефективне газосепараційне обладнання.

По виду основної масової сили, що діє на дисперсні частинки при розділенні, газосепаратори можна поділити на гравітаційні, інерційні та фільтруючі [9, 10]. Для більш наглядного представлення класифікації сепараційного обладнання, зведемо все до схематичного виду, що представлений на рис. 1.2, а також в додатку Е представлено розширену класифікацію.

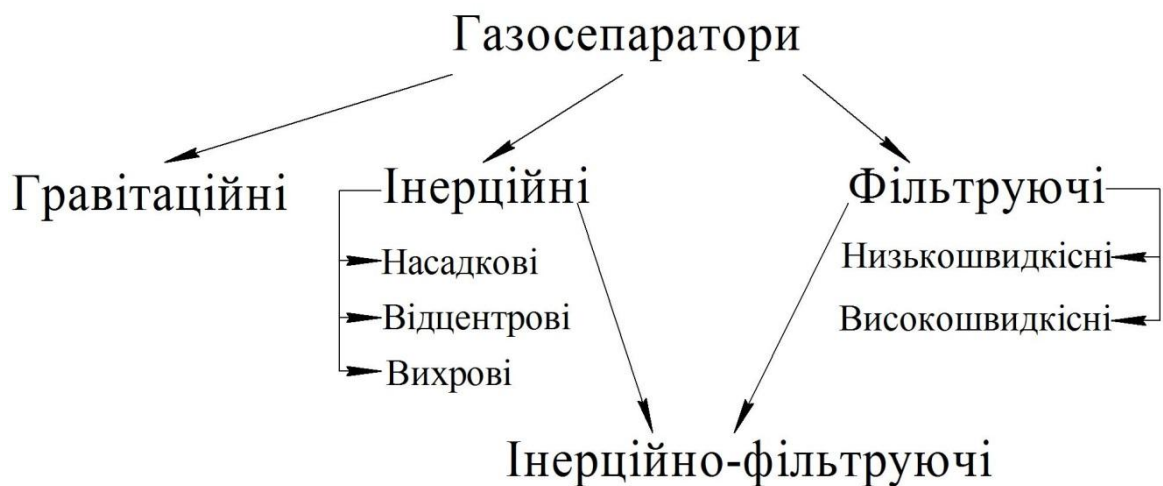


Рисунок 1.2 – Класифікація газосепараційного обладнання.

Гравітаційні й інерційні способи очищення газу основані на осадженні вологи під дією сили тяжіння (гравітації), інерційної або відцентрової сили. Відділення газу від крапель рідини шляхом фільтрації базується на проходженні газу через пористі або волокнисті перегородки (фільтри).

Як видно зі схеми, окремим видом обладнання представляється інерційно-фільтруюче, в якому обидва зазначені механізми розділення

газодисперсних систем протікають одночасно, доповнюючи та вирішуючи недоліки один одного.

1.2 Обладнання для розділення (сепарації) газорідинних сумішей.

1.2.1 Сучасний стан і шляхи розвитку технологій і техніки газоочищення.

Як зазначалося вище, в різних галузях хімічної технології існує дуже велика кількість технологічних процесів, що супроводжуються утворенням чи виділенням забруднених газових потоків. А, наприклад, в газовій промисловості видобуті з надр вуглеводневі гази є насиченими водяними парами. Природний газ включає досить велику кількість краплинної рідини, що складається з мінералізованої води та газового конденсату, як правило, у кількості 30-40 г/м³, а іноді сягають навіть 200-800 г/м³ [1].

Отже, такі газодисперсні системи перед подачею в трубопроводи, технологічні лінії чи викиданням у атмосферу піддають обробці, що включає відділення вологи або механічних домішок.

Методи, що застосовуються для очищення аеродисперсних систем від пилу, туману і шкідливих домішок, і необхідна ефективність очищення визначаються в першу чергу санітарними і технологічними вимогами і залежать від фізико-хімічних властивостей самих домішок, від складу і активності реагентів і від конструктивного рішення пристроїв, які застосовуються для очищення. У зв'язку з цим застосовують різні технології та методи очищення.

Очистку аеродисперсних потоків, що надходять до технологічних ліній або газоподібних викидів від пилу чи туману на практиці здійснюють у

різних за конструкцією апаратах, які можна розділити на чотири основні групи[3]:

1) механічні пиловловлювачі (пилевідстійні або пилеосаджуючі камери, інерційні пило- і бризковловлювачі, циклони і мультициклони). Апарати цієї групи застосовують звичайно для попереднього очищення газів;

2) мокрі пиловловлювачі (порожністі, насадкові або барботажні скрубери, пінні апарати, труби Вентурі та ін.);

3) фільтри (волокністі, осередкові, з насипними верствами зернистого матеріалу, масляні та ін.). Найбільш поширені рукавні фільтри;

4) електрофільтри - апарати тонкого очищення газів – вловлюють частинки розміром від 0,01 мкм. Ефективність електрофільтру може досягати 99,9%.

Часто необхідна ступінь очищення може бути забезпечена лише комбінованою установкою, що включає декілька апаратів одного або різних типів.

Якщо розглядати очистку газорідних сумішей від краплинної вологи або конденсату, то основним технологічним способом підготовки їх до транспортування чи переробки є процеси сепарації. З метою очищення газорідних сумішей використовується різноманітне за принципом роботи, конструкцією, продуктивністю й призначенням сепараційне обладнання, яке може бути класифіковано за основними функціональними та конструктивними ознаками:

1) сепаратори, в яких головна роль при відділенні домішок належить силі тяжіння - гравітаційні сепаратори.

2) сепаратори, засновані на використанні сил інерції.

3) сепаратори, в яких використовуються сили прилипання (насадкові).

4) сепаратори змішаного типу, в яких для відокремлення одночасно використовуються і сили інерції, і сили тяжіння і сили адгезії.

Основні вимоги, які пред'являються до сучасного сепараційного обладнання [11, 12]:

- висока ефективність відділення рідини від газу, тобто мінімальний крапельне винесення рідини (до $1-3 \text{ мг/м}^3$ газу) при робочих температурах і тисках сепарації;
- досягнення рівноваги газу і рідини при тиску і температурі сепарації для виключення подальшої конденсації рідини;
- мінімальна матеріаломісткість сепараційного обладнання;
- мінімальне гідравлічний опір, який забезпечує мінімальні енергетичні втрати;
- відсутність рідини при температурах і тисках транспорту газу.

Застосовуване в технологічних лініях хімічних виробництв традиційне газосепараційне обладнання відрізняється низьким ступенем розділення (ефективність розділення не перевищує 70%, а іноді сягає навіть 30-40%), що забезпечує лише грубе очищення газорідинних сумішей [1].

Останнім часом розробляється велика кількість нових способів сепарації та конструкцій пристроїв для їх здійснення, але одним з найбільш досліджуваних є спосіб інерційної сепарації.

Відділення краплинної рідини та твердих механічних домішок в криволінійних чи закручених потоках здійснюється як правило в жалюзійних, інерційних чи циклонних апаратах [13, 14].

В жалюзійних апаратах газодисперсний потік рухається по криволінійних каналах, в інерційних – повертається після входу та розгінного пристрою, а в циклонних апаратах потік закручується та рухається по спіралі. В кожному з таких апаратів краплі рідини чи тверді домішки осаджуються на стінках каналів під дією інерційних сил.

Сепаратори жалюзійного типу відрізняються конструкцією пакетів пластин, їх компоновкою та конфігурацією, а також положенням патрубків входу та виходу газу. Для підвищення продуктивності сепараторів пакети пластин можуть бути двосекційними [11, 14-16].

Жалюзійний сепаратор являє собою апарат з жалюзійною насадкою, яка має хвилясту форму (синусоїди), або зигзагоподібну, якщо насадка виконана у вигляді набору кутиків.

У хвилястих жалюзях потік плавно змінює напрямок, а частинки дисперсної фази під дією інерційних сил осідають на увігнутих поверхнях і стікають по них вниз апарату. У кутикових жалюзях частинки потрапляють в створ кутика, як у пастку, і теж стікають вниз.

Запропоновано велику кількість конструкцій насадок: кутові, жолобчасті, жалюзійні з карманами, жалюзійні з перемінними геометрією і перетином каналів [11, 18-20]. Недоліками цих сепараторів є: великий гідравлічний опір при поєднанні інерційного з відцентровим сепаруванням, недостатня міцність при коркових течіях газорідної суміші, складність конструкції.

Для підвищення ефективності роботи жалюзійної насадки з карманами, зниження гідравлічного опору сепаратора, зниження його габаритів та матеріалоемності жалюзі насадки можуть бути виконані із сполучених між собою прямокутних нерівнополочних кутиків, а також суміжні жалюзі насадки зміщені відносно один одного таким чином, що площини насадки по входу і виходу або їх частини нахилені на кут $15 \div 45^\circ$ до вертикальної площини корпусу (рис.1.3) [21].

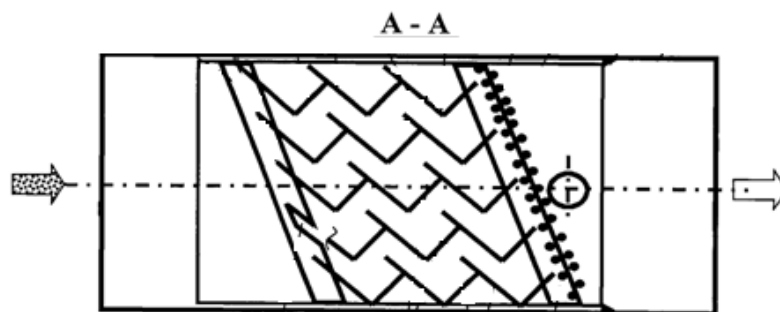


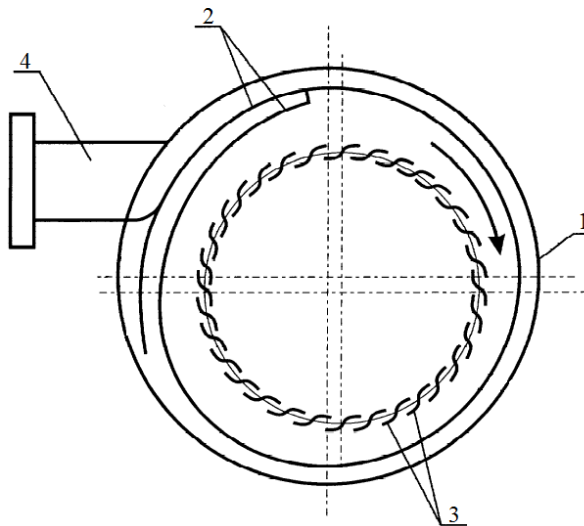
Рисунок 1.3 – Газосепаратор з жалюзійною насадкою та карманами.

Ефективність усіх жалюзійних сепараторів безпосередньо залежить від їх аеродинамічного опору. Чим більше жолобів-пасток, поворотів, куточків і т.д. тим ефективніше процес сепарації, але тим вище опір апарату.

Одним з поширених принципів виділення механічних домішок і краплинної рідини з газового потоку, є їх поділ в відцентровому полі, коли потік рухається по спіралі. Вихровий рух двофазного потоку в зоні сепарації реалізовано в циклонних і в відцентрових прямоточних сепараторах, циклонах та інших відцентрових сепараційних елементах [22-24].

Використання властивостей відцентрового поля дозволяє отримати високий ступінь очищення газу від пилу та інших включень, недосяжну звичайними способами. Даний метод застосовується в сушильній техніці, в порошковій технології, на машинобудівних підприємствах, в металургії та хімічній технології, а також в теплоенергетиці в системах підготовки пара для його осушення. Найбільше поширення отримали циклони циліндричного та конічного типів. Циліндричні циклони мають циліндричну робочу частину, діаметр вихлопної труби у них, як правило, наближається до діаметру циклону. Конічні циклони мають конічну робочу частину і мале відношення діаметру вихлопної труби до максимального діаметру конуса дорівнює приблизно 0,33 – 0,34 [25-27].

Одним з прикладів апаратів вихрового типу являються сепаратори СГВ-7 компанії ТОВ "ВЕРТЕКС-УКРАЇНА" [28]. Розділення газорідного потоку на складові в сепараторі відбувається під дією відцентрових сил, направлених радіально по відношенню до вертикальної осі сепаратора. Величина відцентрової сили, що діє на краплю вологи або частинку механічних домішок залежить від швидкості потоку на вході в сепаратора, щільність краплі (її ваги) і радіусу апарату. Чим менше радіус апарату, тим більше виникаюча відцентрова сила. На рис. 1.4 представлена одна з конструкцій сепаратора СГВ-7 [29].



1 – корпус, 2 – дефлектор, 3 – сепараційні пакет,
4 – вхідний патрубок

Рисунок 1.4 – Основні конструктивні елементи сепаратора СГВ-7

Для кінцевої очистки газових потоків в апаратах, що мають декілька ступенів сепарації, часто встановлюють сітчасті бризко- та тумановловлювачі [3, 30-32]. Температура робочого середовища від 243К (мінус 300°С) до 373К (1000°С). Вміст рідини, що надходить у газосепаратор з газом, не повинно бути більш $200\text{см}^3/\text{нм}^3$. Винесення рідини з газосепаратора не більше $20\text{см}^3/1000\text{нм}^3$ газу.

Для оптимізації роботи сітчастих крапле- та тумановловлювачів на нижній частині рамної конструкції встановлюють збірні лотки для крапель [31]. Схема руху потоків при цьому показана на (рис. 1.5):

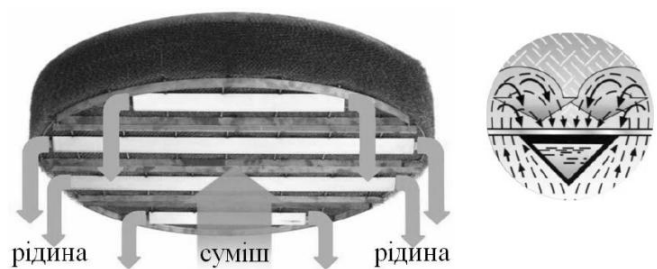


Рисунок 1.5 - Схема руху потоків при встановленні лотків для крапель

Також широке розповсюдження здобули фільтр-сепаратори. Пропоновані конструкції відрізняються високою ефективністю вловлювання рідини з газового потоку, мають низький гідравлічний опір. Газосепаратори обладнані ефективними вузлами входу, що виконують роль попередніх вузлів сепарації рідини та механічних домішок, коагуляторами дрібнодисперсного аерозолі та високоефективними фільтруючими сепараційними елементами. Фільтр-сепаратор запропонований ОАО "НИПИгазпереработка" [33] представлений на рис.1.6.

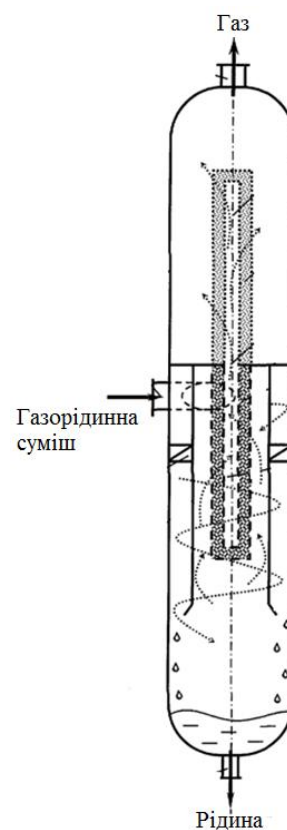


Рисунок 1.6 – Фільтр-сепаратор[33]

Фільтр-сепаратор містить вертикальний корпус з патрубком входу газорідинної суміші, патрубки виходу газу і рідини, розподільний короб, встановлений навпроти патрубка входу газорідинної суміші. У корпусі встановлений коаксіально фільтр-патрон. Над горизонтальним полотном встановлений фільтр-патрон тонкого очищення, причому внутрішні порожнини фільтр-патрона і фільтр-патрона тонкого очищення з'єднані між собою отвором, виконаним в горизонтальному полотні. Ефективності очищення газу в такому сепараторі до 100% уловлювання краплинної рідини і механічних домішок розміром більше 1 мкм [34, 35].

Перспективною для промислової підготовки природного газу є технологія низькотемпературної газодинамічної сепарації газоконденсатних сумішей, яка реалізовується в надзвукових низькотемпературних газодинамічних сепараторах [36]. Перші розробки газодинамічних сепараторів з'явилися в 80-х роках минулого століття в МВТУ ім. Баумана,

АН СРСР, ВНИИГАЗ, ЦКБН ОАО "ГАЗПРОМ", НИПИгазпереработка. Проте випробування і впровадження своєчасно не відбулися внаслідок подальшої реорганізації нафтогазового комплексу країни. За кордоном останніми роками голландська компанія TwisterBV розробила подібний спосіб осушення, видалення кислих компонентів і важких фракцій з природного газу, давши назву такій технології 3S сепарація (SuperSonic Separation). Закордонні та вітчизняні газодинамічні сепаратори конструктивно подібні. Наукові основи технології надзвукової низькотемпературної газодинамічної сепарації базуються на сучасній аеродинаміці, газовій динаміці ударних хвиль, термодинаміці і теорії фазових перетворень вуглеводневих сумішей. Описаний процес подібний до процесу НТС з використанням детандерно-компресорного агрегату, апаратне оформлення низькотемпературної газодинамічної сепарації набагато простіше. Використання газодинамічних сепараторів для осушування і видалення важких фракцій з природного газу дозволяє відмовитись від використання хімікатів для боротьби з гідратоутворенням (час перебування газорідинної суміші в сепараторі складає тисячні долі секунди, гідрати не встигають утворитися), відрізняється компактністю і малою вагою обладнання; більш низькими капітальними та експлуатаційними витратами; відсутністю рухомих частин [37, 38], але поряд зі своїми перевагами ця технологія має ряд суттєвих недоліків: необхідність розвивати надзвукові швидкості потоку потребує великих затрат енергії.

Отже, як можна помітити з огляду основних конструкцій сепараторів, в кожного типу є свої переваги та недоліки. Так в сепараторах інерційного типу перевагою є незначний гідравлічний опір (до 2000Па), а недоліком досить невисока ефективність вловлювання (30-70%). В сепараторах фільтруючого типу навпаки: висока ефективність розділення (до 99%), але й високий гідравлічний опір.

Тому одним з найперспективніших типів газосепараційного обладнання є інерційно-фільтруючі сепаратори, в яких два механізми

вловлювання протікають паралельно, доповнюючи один одного, що дозволяє взаємовиключити недоліки кожного з типів.

1.2.2 Характеристика робочих параметрів жалюзійних інерційних сепараторів.

Жалюзійні насадки являють собою пакет криволінійних листів, що вкладені на деякій відстані один від одного і цим утворюють криволінійні канали для проходження газорідного потоку. Двофазний потік при проходженні через ці канали перебуває під дією інерційних сил, при цьому рідина та тверді домішки осаджуються на стінках. Ефективність сепарації в значній мірі залежить від рівномірності укладки жалюзей в пакеті.

Жалюзійні сепаратори, незважаючи на високі металозатрати і складність виготовлення мають високий ступінь очищення і ефективно працюють в досить широкому діапазоні витрат газу і рідини [39-41], що робить їх найбільш перспективними на газодобувних підприємствах. Для досягнення високого ступеня очищення газу схема сепарації може мати два і більше ступенів.

Найбільш ефективні жалюзійні насадки хвилястого типу, застосовувані в горизонтальних сепараторах. Насадки розташовують горизонтально або вертикально. В одному сепараторі встановлюються дві або більше послідовно жалюзійних насадок. Жалюзійні насадки, маючи велику поверхню контакту, сприяють коагуляції дрібних крапель, які несуть в газовому потоці, і переводу їх у плівковий стан. Рідина у вигляді плівки стікає по поверхні жалюзі в нижню частину сепаратора і відділяється від газового потоку. При цьому коефіцієнт унесення k_y є мінімальним, тобто відношення маси рідкої фази на виході з сепаратора до маси газу і рідкої фази на вході в сепаратор. Дуже важливо, щоб мінімальний коефіцієнт

унесення підтримувався при значних коливаннях витрати газу через сепаратор, робочого тиску і температури.

Жалюзійні сепаратори допускають коливання витрати газу до 20% номінального значення [42].

Для визначення швидкості осадження краплі розрахункового діаметра в нерухомому газовому середовищі рекомендується застосовувати формулу Ньютона з урахуванням коефіцієнта спротиву [42-44]:

$$\frac{1}{6} \pi d^2 g (\rho_k - \rho_r) = C \frac{\pi d^2}{4} \frac{\omega^2}{2} \rho_r, \quad (1.1)$$

де C - коефіцієнт опору, який за експериментальними даними при $1 < Re < 500$ дорівнює $C = 18,5 / Re^{0.6}$

В рівності (1.1) ліва частина, представляє собою різницю між силою тяжіння і Архімедовою силою, а права частина - сили тертя. Підставляючи, значення C в рівність після деяких перетворень знаходимо:

$$\omega = \left[\frac{4}{3} \left(\frac{\rho_r d}{\mu} \right)^{0.6} \frac{g d (\rho_k - \rho_r)}{18,5 \rho_r} \right]^{\frac{1}{1.4}}. \quad (1.2)$$

Основні розміри жалюзійних сепараторів визначаються за методикою ВНИИгаза [42].

$$Q = 86400 \frac{\omega'' F}{z} \cdot \frac{P_{раб}}{P_{ст}} \cdot \frac{T_{ст}}{T_{раб}}, \quad (1.3)$$

де ω'' - швидкість набігання газу на елементи жалюзійних секції, м/с;

F - площа лобового перетину жалюзійних секції, м²;

z - коефіцієнту надстисливості;

$P_{ст}$, $P_{раб}$ - тиск атмосферний і робочий відповідно, $кг/см^2$

$T_{ст}$, $T_{раб}$ - температура, рівна 293K, і робоча відповідно, K.

Швидкість набігання потоку газу встановлюється за кількістю унесеної рідини в $г/1000м^3$ з оброблюваного газу - коефіцієнту унесення і визначається по залежності

$$\omega'' = A \frac{\sqrt{g\sigma(\gamma' - \gamma'')}}{\sqrt{\gamma''}}, \quad (1.4)$$

де A - безрозмірний критерій;

g - прискорення сили тяжіння, $м/с^2$;

σ - поверхневий натяг, $кг/м^3$;

γ'' - питома вага газу за робочих умов, $кг/м^3$

Значення безрозмірного критерію A визначається по заданій кількості унесеної рідини на $1000м^3$ оброблюваного газу (коефіцієнт унесення k_y).

За кількістю газу пропускається через сепаратор, і швидкості w'' визначається площа лобового перетину жалюзійної насадки.

Гідравлічний опір в жалюзійному сепараторі складається з втрат тиску на місцеві опори при раптовому розширенні і звуженні потоку газу на вході і виході сепаратора у вільному об'ємі та втрат тиску в жалюзійних секції [44].

Втрати тиску при раптовому розширенні і звуженні потоку визначають за відомими формулами:

$$\Delta P = \zeta \frac{v^2 \rho}{2}, \quad (1.5)$$

де v - швидкість газу в вузькому перерізі, $м / с$;

ρ - щільність газу при робочих умовах, $кг/м^3$;

ζ - коефіцієнт опору при раптовому розширенні чи звуженні.

Втрати тиску в жалюзійній секції визначають за формулою:

$$\Delta P_{\text{ж}} = \zeta \frac{(\omega'')^2 \rho}{2F_a^2} \cdot \frac{L}{m}, \quad (1.6)$$

де L - довжина жалюзійної насадки, м;

F_a - коефіцієнт живого перерізу насадки;

m - гідравлічний радіус жалюзійної насадки, м;

w'' - швидкість набігання газу в лобовий перетин жалюзійної насадки, м/с;

ρ - щільність газу при робочих умовах, кг/м³;

ζ - коефіцієнт опору жалюзійної насадки.

Для жалюзійних секції коефіцієнт живого перерізу F_a і гідравлічний радіус m відносяться до каналу. При цьому площа живого перерізу, периметр, що омивається і коефіцієнт живого перерізу каналу жалюзійних секції визначають за формулами:

$$F = H \cdot a, \quad (1.7)$$

$$s = 2 \cdot (H + a), \quad (1.8)$$

$$F_a = \frac{a}{a + b}, \quad (1.9)$$

де H - висота каналу, м;

a - крок між пластинами, м;

b - товщина пластини, м.

Гідравлічний опір ΔP , Па, руху двофазного потоку по апарату визначається як сума окремих складових опору, обумовленого рухом газового потоку та наявністю в ньому зважених частинок (краплин) [45, 46]:

$$\Delta P = \zeta \frac{v^2 \rho}{2\varphi^2} + \zeta_{\text{ч}} \frac{v_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}}}{2(1-\varphi)^2}, \quad (1.10)$$

де ζ та $\zeta_{\text{ч}}$ – коефіцієнт гідравлічного опору для газового потоку та коефіцієнт гідравлічного опору, обумовлений наявністю в газовому потоці зважених частинок (краплин) відповідно;

φ – доля перетину апарату, зайнята газом.

Так, гідравлічний опір газосепараторів, крапле- та тумановловлювачей, у більшості випадків, розраховується з використанням досвідно отриманих коефіцієнтів опору визначених конструкцій газосепараційних пристроїв (для відцентрових та жалюзійних інерційних сепараційних елементів $\zeta=4-400$ [28]), що можливо та виправдано лише за масового виготовлення промислових зразків обладнання.

1.2.3 Інерційно-фільтруючі сепаратори. Характеристика, особливості роботи.

Після проведеного літературного і патентного огляду, та аналізу існуючих технологій і конструкцій обладнання для розділення (сепарації) газорідних сумішей можна виявити ряд переваг і недоліків основних його типів.

Таким чином, перевагою інерційних уловлювачів є їх малий гідравлічний опір, швидкість руху потоку, простота конструкцій, низька матеріалоемність, а недоліком – низька ефективність.

Перевагою ж фільтруючого сепараційного обладнання є висока ступінь очищення газів, а недоліком - його великий гідравлічний опір і мала швидкість фільтрації.

Останнім часом було розроблено високоефективне інерційно-фільтруюче сепараційне обладнання, що поєднує переваги обох механізмів розділення (сепарації) газорідинних сумішей [37, 38]. Інерційно-фільтруючі сепараційні вузли поєднують поряд з основними інерційними елементами фільтруючі полотна з волокнистих матеріалів складно плетеної конфігурації. Схема і основні конструктивні елементи інерційно-фільтруючого сепаратора приведені на (рис. 1.7) [29]:

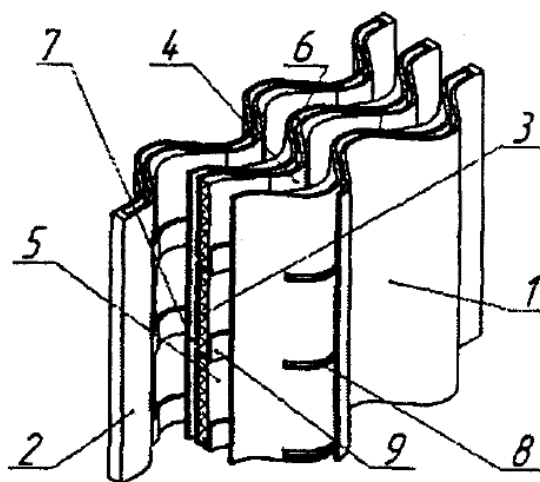


Рисунок 1.7 - Схема і основні конструктивні елементи інерційно-фільтруючого сепаратора

Отже, інерційно-фільтруючий сепаратор являє собою жалюзійний пакет 1, що утворений подвійними гофрованими пластинами 2. Кожна гофрована пластина у місцях западин обладнана смугами волокнистого матеріалу 3 – фільтруючий сепараційний об'єм. Зовнішні поверхні 4 пластин 2 утворюють криволінійні сепараційні канали 5 – інерційний сепараційний об'єм, а внутрішні поверхні 6 пластин 2 утворюють криволінійні дренажні канали 7, які є закритими для газового потоку. Також, западини гофрованих пластин 2 обладнані щілеподібними отворами 8 та жолобами 9 для сепарованої рідини.

Загальна схема розділення полягає у наступному. У вхідних сепараційних пристроях входу, які виконують функції попередньої сепарації,

з газорідинного потоку, що характеризується мінімальним радіусом краплин R_m , вловлюються всі краплі з $R > R_m$. В інерційних ступенях сепарації, крім краплин $R > R_m$, уловлюється також частина краплин в інтервалі розмірів $0 < R < R_m$. Далі газорідинний потік потрапляє до фільтруючого елементу. У шарі фільтруючого матеріалу відтинається додаткова частина краплин, що являє собою високодисперсну складову суміші. Крім того, завдяки конструктивним особливостям інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, досягається стабільне відведення вловлюваної рідини у вигляді плівки із шару фільтруючого матеріалу, по мірі його насичення, завдяки чому виключається можливість виходу пристрою на режими захлинання та вторинного унесення

Основними перевагами таких апаратів є можливість ефективного розділення газорідинних сумішей в широкому діапазоні витрат газу і концентрації дисперсної фази при порівняно невеликому гідравлічному опорі, надійність і простота конструктивного виконання. При приблизно рівних витратах енергії і продуктивності інерційно-фільтруючі сепаратори перевершують звичайні інерційні елементи ефективності розподілу і фільтри за обсягом оброблюваних середовищ.

Новий тип організації потоків був розроблений зовсім недавно, але вже є роботи по його вдосконаленню та дослідженню [10, 47-53]. Проведено спроби по оптимізації геометричних розмірів і режимних параметрів експлуатації. Такий сепаратор має високу ступінь поділу, мале бризковинесення і гідравлічний опір, але характеристики таких елементів ще маловивчені і не існує досконалого математичного апарату для їх прогнозування.

1.3 Гідродинаміка та механізми сепарації газорідинних сумішей.

1.3.1 Фізичні умови утворення та механізми формування високодисперсної рідини у потоці газу.

Для дослідження основних механізмів утворення газоконденсатних систем та механізмів їх сепарації необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних частинок та середній розмір краплин, а також об'ємний вміст рідкої фази [46]. Вказані параметри газорідинної суміші неможливо точно визначити, але представляється можливим провести їх якісну оцінку, якщо розглянути утворення краплин рідини за рахунок різних механізмів формування.

Краплі в потоці газу можуть формуватися за відсутності конденсації або в процесі конденсації [54-57].

Утворення краплинної рідини при відсутності конденсації.

При відсутності конденсації основними механізмами формування крапель в турбулентному потоці газу є процеси коагуляції і подрібнення крапель. Обидва ці процеси протікають одночасно. В результаті встановлюється розподіл крапель за розмірами, який в припущенні про однорідність і ізотропність турбулентного потоку має вигляд логарифмічно нормального розподілу[46]:

$$n(R) = \frac{n_* \cdot R_1}{\sigma \cdot R} \exp \left[-\frac{\ln^2(R/R_1)}{2 \cdot \sigma^2} \right], \quad (1.11)$$

де
$$n_* = \frac{3 \cdot W \exp(-2,5 \cdot \sigma^2)}{4 \cdot \pi \cdot \sqrt{2 \cdot \pi} \cdot R_{cp}^4};$$

$$R_1 = R_{cp} \exp(-0,5 \cdot \sigma^2);$$

W - об'ємна концентрація рідкої фази;

σ^2 - дисперсія розподілу;

$R_{\text{ср}}$ - середній радіус крапель.

Для визначення середнього радіусу необхідно розглянути процеси коагуляції і подрібнення крапель. Краплі в турбулентному потоці газу подрібнюються, якщо їх радіус перевершує деякий критичний радіус. Краплі радіусу менше критичного можуть тільки коагулювати. В дійсності між краплями, які можуть коагулювати і подрібнюватися, немає такої чіткої межі, оскільки ці процеси носять випадковий характер [56-58].

Подрібнення крапель в турбулентному потоці газу, що транспортується або проходить через сепараційні пристрої, відбувається за рахунок інерційного ефекту, обумовленого значною різницею густин рідини і газу, а також за рахунок різниці пульсаційних швидкостей, тобто швидкостей турбулентних пульсацій, що обтікають краплю, в протилежних кінцях краплі.

Деформацію і подрібнення краплі викликають дрібномасштабні пульсації λ , оскільки крупномасштабні пульсації порівняно мало змінюються на відстанях порядку діаметра краплі. Пульсаційна швидкість u_λ таких пульсацій залежить від того, більше або менше λ внутрішнього масштабу турбулентності λ_0 [59, 60]:

$$\lambda_0 = \frac{d}{\text{Re}^{3/4}}, \quad (1.12)$$

де d — діаметр труби;

Re — число Рейнольдса потоку в трубі;

$$\text{Re} = \frac{\rho_G \cdot U \cdot d}{\mu_G}, \quad (1.13)$$

де U — середня швидкість потоку;

μ_G — динамічна в'язкість газу.

Крапля не подрібнюється до тих пір, поки динамічний напір врівноважується силою поверхневого натягу. Тому умовою рівноваги краплі є рівність зазначених величин [56]:

$$0,5 \cdot \rho_L^{2/3} \cdot \varepsilon_0^{2/3} \cdot R^{2/3} = \frac{2\Sigma}{R}. \quad (1.14)$$

Формула (1.14) дозволяє знайти критичний радіус краплі, тобто радіус, при перевищенні якого крапля з великою ймовірністю подрібнюється. Виражаючи ε_0 через параметри потоку:

$$\varepsilon_0 = \frac{v_G^3}{\lambda_0^4}, \quad (1.15)$$

і скориставшись формулою (1.12), отримаємо вираз для критичного радіуса краплі:

$$R_{\text{кр}} = \left(\frac{\Sigma}{k_f \cdot \rho_G} \right)^{3/5} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{2/5} \cdot \frac{d^{2/5}}{U^{6/5}}. \quad (1.16)$$

Введемо безрозмірний параметр, званий числом Вебера:

$$We = \frac{H}{\sigma} = \frac{\rho_G \cdot U^2 \cdot d}{\sigma}, \quad (1.17)$$

де H - динамічний напір;

σ - сила поверхневого натягу.

Тоді формулу (1.16) можна представити у вигляді:

$$\frac{R_{\text{кр}}}{d} = k_f^{-3/5} \cdot We^{-3/5} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{2/5}. \quad (1.18)$$

Формула (1.18) дійсна для крапель, зважених в однорідному і ізотропному турбулентному потоці [58].

Під час протікання процесів сепарації газоконденсатних систем також має місце явище інтенсивної коагуляції крапель з газорідного потоку [58].

Існують два основні механізми коагуляції крапель в турбулентному потоці газу: інерційний механізм і механізм турбулентної дифузії [56-58]. В основі інерційного механізму лежить припущення про те, що турбулентні пульсації не повністю захоплюють краплю. В результаті відносні швидкості, придбані краплями за рахунок турбулентних пульсацій, залежать від маси крапель. Різниця пульсаційних швидкостей крапель різного радіусу зумовлює їх зближення і збільшує вірогідність зіткнення. В основі механізму турбулентної дифузії лежить припущення про повне захоплення крапель турбулентними пульсаціями того масштабу, який відіграє основну роль у механізмі зближення крапель. Оскільки краплі хаотично рухаються під дією турбулентних пульсацій, їх рух схожий з явищем дифузії і може бути охарактеризоване турбулентним коефіцієнтом дифузії.

Інерційний механізм коагуляції. Розглянемо краплю радіусом R_2 . Число зустрічей цієї краплі з краплями радіусом R_1 в одиницю часу за рахунок інерційного механізму в турбулентному потоці [56]:

$$\beta_{12} = \pi \cdot (R_1 + R_2)^2 \cdot (R_1^2 - R_2^2) \cdot \frac{\rho_L \cdot \varepsilon_0^{3/4}}{\rho_G \cdot v_G^{5/4}} \cdot n_1, \quad (1.19)$$

де ε_0 - питома енергія дисипації, $\varepsilon_0 = \frac{U^3}{d}$;

ν - коефіцієнт кінематичної в'язкості;

n_1 - число крапель радіусом R_1 в одиниці об'єму.

Рівняння балансу числа крапель n :

$$\frac{dn}{dt} = -\frac{1}{2} \cdot \pi \cdot R_{cp}^4 \cdot \frac{\rho_L \cdot U^{9/4}}{\rho_G \cdot v_G^{5/4} \cdot d^{3/4}} \cdot n^2 \quad (1.20)$$

У правій частині формули (1.20) стоїть коефіцієнт 1/2, оскільки при підрахунку числа зіткнень взаємодія однакових крапель враховується двічі.

Об'ємний вміст крапель:

$$W = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot R_{cp}^3 \cdot n. \quad (1.21)$$

Тоді формула (1.20) буде мати вигляд:

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{R_{cp}}{R_{cp}^0} \right) = \frac{W}{8} \cdot \left(\frac{R_{cp}}{R_{cp}^0} \right)^2 \cdot R_{cp}^0 \cdot \frac{\rho_L \cdot U^{9/4}}{\rho_G \cdot v_G^{5/4} \cdot d^{3/4}}, \quad (1.22)$$

де R_{cp}^0 - початковий радіус крапель.

Механізм турбулентної дифузії. З'ясуємо, які пульсації можуть змусити зблизитися краплі радіусами R_1 і R_2 . Розглянемо два граничних випадки $R_2 \ll R_1$ і $R_2 \sim R_1$ без урахування опору навколишнього середовища. У першому випадку зблизитися краплі змусять пульсації масштабу $\lambda \sim r - R_1$, а в другому - $\lambda \sim r$, де r - відстань між центрами розглянутих крапель. Використовуючи ці граничні співвідношення, а також умову симетрії $\lambda(r, R_1, R_2) = \lambda(r, R_2, R_1)$, отримуємо наступну оцінку для масштабу пульсацій, які можуть зблизити краплі довільного радіуса [56]:

$$\lambda \approx r - R_1 - R_2 + \frac{R_1 \cdot R_2 \cdot (R_1 + R_2)}{R_1^2 + R_2^2 - R_1 \cdot R_2}, \quad (1.23)$$

Коефіцієнт турбулентної дифузії без урахування обмеженості руху крапель:

$$D_{to} = \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot \lambda_o^2} \cdot \lambda^2. \quad (1.24)$$

Частота зіткнень крапель радіусом R_2 с краплею радіусом R_1 дорівнює дифузійному потоку J_t , обумовленому з рішення стаціонарного рівняння дифузії, яке в сферично симетричному випадку має вигляд:

$$\frac{1}{r^2} \cdot \frac{d}{dr} \cdot \left(r^2 \cdot D_t \cdot \frac{dn_2}{dr} \right) = 0. \quad (1.25)$$

Вираз для потоку:

$$J_t = 4 \cdot \pi \cdot \left(r^2 \cdot D_t \cdot \frac{dn_2}{dr} \right)_{r=R_1+R_2} = 4 \cdot \pi \cdot \left(\int_{R_1+R_2}^{\infty} \frac{dr}{r^2 \cdot D_t(r)} \right). \quad (1.26)$$

Для крапель однакового розміру ($R_1 = R_2$):

$$J_t = 96 \cdot \pi \cdot n_{20} \cdot R_2^3 \left(\frac{U^3}{v_G \cdot d} \right)^{1/2}. \quad (1.27)$$

Утворення краплинної рідини в процесі конденсації.

При наявності перед сепаратором пристроїв, що змінюють температуру і тиск газу (пристрої попередньої конденсації), в потоці можливе зародження (нуклеація) дрібних крапель. Такими пристроями є дросель, теплообмінник і турбодетандер [56, 61]. В основі механізму утворення рідкої фази (туману) за дроселем, поміщеним у вхідний шланг перед сепаратором, лежить процес адіабатичного розширення газової суміші, при якому одночасно збільшується об'єм суміші, знижуються тиск пари і температура, оскільки робота розширення відбувається за рахунок внутрішньої енергії газу.

Під ступенем пересичення s розуміють відношення тиску пари в газі p_v до тиску насиченої пари $p_{v\infty}$ над плоскою поверхнею тієї ж рідини:

$$s = \frac{p_v}{p_{v\infty}}, \quad p_{v\infty} = e^{C - \frac{E}{T}}, \quad (1.28)$$

де T - абсолютна температура;

C – постійна.

Над опуклою поверхнею, яку мають краплі, тиск насиченої пари вище, ніж над плоскою, за рахунок капілярного тиску і збільшується зі зменшенням радіуса краплі. Тому необхідною умовою конденсації пари в об'ємі газу є наявність пересичення пари, що дозволяє компенсувати підвищений тиск.

Конденсація пари починається лише при певному пересиченні, званому критичним:

$$s_{кр} = \exp \left[1,74 \cdot 10^7 \cdot \frac{M_L}{\rho_L} \cdot \left(\frac{\sum}{T} \right)^{3/2} \right], \quad (1.29)$$

де ρ_L - густина рідини;

M_L - молекулярна маса пара, що конденсується.

Швидкість процесу конденсації на поверхні краплі визначається дифузією пари до поверхні, тому при великій швидкості зміни пересичення ds/dt (наприклад, в процесах, що викликають швидке збільшення пересичення пари і пов'язаних з невеликою об'ємною концентрацією крапель) швидкість дифузії може виявитися недостатньою для вирівнювання тиску пари під усьому обсязі. При цьому тиск пари біля поверхні крапель може значно відрізнятися від тиску пари в товщі суміші. У підсумку виникає велике пересичення, що приводить до інтенсивного зародкоутворення на початковій стадії процесу.

Проаналізувавши основні механізми утворення газоконденсатних систем, а також механізми їх сепарації можна зробити висновок, що для підвищення ефективності сепарації необхідним є використання пристроїв попередньої конденсації. При проходженні газорідних сумішей через ці

пристрої порушується фазова рівновага, що встановилася в трубопроводі. В результаті цього відбуваються процеси нуклеації крапель, а також можливе протікання процесів масообміну – конденсації та випаровування. Порушення термодинамічної рівноваги фаз викликане зміною тиску p та температури t . Головний інтерес викликають такі значення цих параметрів при яких відбувається укрупнення крапель рідини, оскільки це полегшує їх відділення від газу в сепараторі.

1.3.2 Фазова рівновага газорідинної системи.

При моделюванні процесів переробки газорідинних сумішей важливою є задача опису та визначення умов фазової рівноваги газодисперсних систем.

Індивідуальні компоненти, що входять до складу газорідинних сумішей мають відмінні критичні параметри (зокрема, критичні значення температури і тиску), тому при зміні термодинамічних характеристик системи (а особливо при підвищенні тиску і зниженні температури), окремі компоненти можуть конденсуватися.

При зниженні температури системи знижується пружність насичених парів компонентів, при цьому система стає нерівноважною і частина компонентів переходить в рідку фазу у вигляді дрібнодисперсних крапель. Тобто в газорідинній суміші відбувається процес парціальної конденсації.

Для того щоб відбулася конденсація одного з компонентів газорідинної суміші його парціальний тиск повинен відповідати пружності пари при даній температурі. При цьому сконденсовані краплі будуть знаходитися в рівновазі з газовою сумішшю.

Розподіл компонентів між фазами в умовах рівноваги найбільш часто виражається через константи фазової рівноваги:

$$K = \frac{y_i}{x_i}. \quad (1.30)$$

Константи фазової рівноваги залежать від термодинамічних параметрів системи, а також від складу фаз.

Так як сума частинок компонентів в газовій і рідкій фазах повинна дорівнювати одиниці, то з урахуванням рівняння (1.30) можна записати [62,63]:

$$\sum_{i=1}^n y_i = 1 = \sum_{i=1}^n \frac{1}{V_i} \cdot \frac{K_i \cdot z_i}{K_i + L_i/V_i}, \quad (1.31)$$

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1 = \sum_{i=1}^n \frac{1}{V_i} \cdot \frac{z_i}{K_i + L_i/V_i}. \quad (1.32)$$

Основною умовою фазової рівноваги будь-якої системи є рівність температур, тисків і хімічних потенціалів кожного її компонента. При цьому рушійною силою процесу масопередачі в газорідинній системі є різниця хімічних потенціалів одного і того ж компонента в різних фазах, аналогічно як різниця температур – в процесах теплопередачі. Рівновага між фазами системи настає, коли при незмінних температурах та тисках різниця термічних потенціалів прямує до нуля. Для зручності використання та практичних розрахунків вводиться функція – летучість (f), що є еквівалентною хімічному потенціалу, тобто, для реальних сумішей, зміна хімічних потенціалів пропорційна зміні летучостей. Отже, можна сказати, що рівність летучостей одного і того ж компонента в різних фазах також є ознакою рівноваги системи [64,65].

Летучість чистого компонента в реальній суміші визначається рівняння [66]:

$$RT \ln f_i = RT \ln P_i + \int_0^P (\bar{G}_i - G_{ид}) dP. \quad (1.33)$$

Для розрахунків реальних систем та визначення їх констант рівноваги використовується поняття коефіцієнту летучості, він зв'язує летучість та властивості системи, які необхідно визначити.

Коефіцієнти летучості газової та рідкої фаз:

$$\varphi^G = f_i^G / P \cdot y_i, \quad (1.34)$$

$$\varphi^L = f_i^L / P \cdot x_i. \quad (1.35)$$

З рівнянь (1.34) та (1.35) отримуємо рівняння рівноваги газорідинної системи:

$$\varphi^G \cdot y_i = \varphi^L \cdot x_i. \quad (1.36)$$

Таким чином, константу фазової рівноваги можна визначити і через коефіцієнти летучості:

$$K_i = \varphi^L / \varphi^G. \quad (1.37)$$

Для визначення коефіцієнтів летучості використовується рівняння:

$$RT \ln \varphi_i = \int_V^\infty \left[\left(\frac{\partial P}{\partial n_i} \right)_{T,V,n_j} - \frac{RT}{P} \right] dV - RT \ln z, \quad (1.38)$$

де n_i – кількість молей і-го компонента в суміші;

z – коефіцієнт стисненості суміші.

Для того, щоб визначити коефіцієнти летучості по рівнянню (1.36) використовуються рівняння стану системи. Ці рівняння зв'язують між собою температуру, тиск, об'єм та склад газорідної суміші.

Термодинамічні властивості нафтових та природних газів, а також їх компонентів, значно відрізняються від властивостей ідеальних газів. Це стає особливо помітним при низьких температурах та високих тисках. Тому для визначення та опису властивостей вуглеводневих систем розроблений ряд рівнянь стану. Найбільше розповсюдження для природних газів отримали рівняння Бенедикта – Вебба – Рубина та Редлиха – Квонга, а також їх модифікації [66].

Одним з найбільш точних рівнянь для розрахунку термодинамічних параметрів вуглеводневих газів є рівняння Редлиха – Квонга:

$$P = \frac{RT}{(v-b)} - \frac{a}{\sqrt{T}} \cdot \frac{1}{v(v-b)}, \quad (1.39)$$

де a та b – константи рівняння;

v – мольний об'єм.

Також при ручних розрахунках констант фазової рівноваги з досить високою точністю застосовуються графічні методи. Найбільш простий і точний з них метод NGPA [66-68].

За цим методом константи фазової рівноваги вуглеводнів визначають за серією графіків залежно від температури, тиску системи і тиску збіжності. На цих графіках по осі абсцис відкладені величини тиску системи, по осі ординат – константи фазової рівноваги того чи іншого компонента системи. В цих координатах побудовано ізотерми, які сходяться в одній точці при $K = 1$ і тиску, що дорівнює тиску збіжності системи. Для різних сумішей, що мають однакові тиску збіжності, константи рівноваги ідентичних компонентів мають однакові значення при однакових температурах і тисках. Тому тиск

збіжності використовують як параметр, що враховує вплив складу суміші на величину константи фазової рівноваги.

Використовуючи отримані константи фазової рівноваги, розраховується склад рівноважної рідкої фази по рівнянню:

$$\sum_i x_{i\text{раэ}} = \sum_i \frac{c_i}{1 + e(K_i - 1)} = 1, \quad (1.40)$$

де e - мольна частка відгону.

Тиск збіжності визначають методом Хэддена [66]. За цим методом рідку багатоконпонентну фазу умовно подають у вигляді бінарної системи, що складається з легкого компонента і гіпотетичного важкого компонента, яка характеризується середньомасовою критичною температурою і середньомасовим критичним тиском всіх компонентів суміші, крім легкого. Тиск збіжності визначають як критичний тиск даної псевдобінарної системи при температурі системи по критичній кривій даної псевдобінарної системи. Якщо температура системи нижче критичної температури легкого компонента, то за тиск збіжності приймають критичний тиск легкого компонента.

Для псевдоважкого компонента розраховується середньомасову критичну температуру і середньомасовий критичний тиск:

$$T_{\text{ср.мас}} = \frac{\sum_{i=2}^N x'_i M_i T_{\text{кри}}}{\sum_{i=2}^N x'_i M_i}, \quad (1.41)$$

$$P_{\text{ср.мас}} = \frac{\sum_{i=2}^N x'_i M_i P_{\text{кри}}}{\sum_{i=2}^N x'_i M_i}. \quad (1.42)$$

За отриманими даними за графіком визначається тиск збіжності, значення якого порівнюється з заданим. Вони повинні збігатися з точністю 8-12%.

1.3.3 Гідродинаміка руху газодисперсних потоків сепараційними каналами.

Теоретичні і практичні проблеми механіки суцільних середовищ та сепарації дисперсних систем розглядали в своїх фундаментальних роботах велика кількість вчених [2, 11, 56, 70-85]. Незважаючи на велику кількість робіт з гідродинаміки турбулентних газодисперсних потоків, точне рішення таких задач практично нездійсненне. Це пояснюється тим, що у загальному випадку досліджувані процеси описуються системою диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса у відповідності до законів збереження маси (рівняння нерозривності) та енергії (рівняння руху суцільного середовища), яка додатково може бути доповнена рівнянням, що виражає закон збереження імпульсу (збереження кількості руху).

Система рівнянь Нав'є-Стокса в загальному випадку має вигляд:

$$\begin{cases} -\frac{\partial p_x}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_x}{\partial z^2} \right) = \rho \left(\frac{\partial V_x}{\partial \tau} + V_x \frac{\partial V_x}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_x}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_x}{\partial z} \right) \\ \frac{\partial p_y}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_y}{\partial z^2} \right) = \rho \left(\frac{\partial V_y}{\partial \tau} + V_x \frac{\partial V_y}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_y}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_y}{\partial z} \right) \\ -\rho g - \frac{\partial p_z}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial z^2} \right) = \rho \left(\frac{\partial V_z}{\partial \tau} + V_x \frac{\partial V_z}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_z}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} \right) \end{cases} \quad (1.43)$$

де p – тиск у розглянутій точці потоку, Па;

μ – коефіцієнт динамічної вязкості потоку, кг/(м·с).

Найчастіше цю систему доповнюють рівнянням нерозривності:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho_x V_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho_y V_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho_z V_z)}{\partial z} = 0, \quad (1.44)$$

де τ – тривалість, с:

x, y, z – осі координат.

Розв’язання вказаної системи диференціальних рівнянь в часткових похідних представляє одну з найважливіших задач гідродинаміки, в якій полягає суть однієї з шести не вирішених проблем тисячоліття («Millennium Prize Problems»).

Усі перелічені вище математичні формулювання є системою нелінійних диференціальних рівнянь другого порядку. Тому підтверджені аналітичні рішення рівнянь знайдені лише в деяких окремих випадках для ламінарної течії з простою геометрією каналів. У інших випадках для розв’язання рівнянь Нав’є-Стокса в рамках механіки суцільних середовищ, що описують рух рідини (газу), використовуються різні чисельні методи.

Для оцінки ефективності сепарації необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних частинок газодисперсної суміші та середній розмір краплин, а також об’ємний (ваговий) вміст рідкої фази на вході та виході сепарації сепараційних пристроїв. Вказані параметри газодисперсних сумішей можливо визначити після розв’язання відповідних основних рівнянь математичної моделі (рівняння нерозривності, рівняння збереження імпульсу, рівняння збереження енергії, рівняння стану).

На вході в сепараційні елементи встановлюється деякий рівноважний розподіл крапель за розмірами $n(R)$, що має вигляд логарифмічно нормального розподілу (рис.1.8) [2, 46, 56, 86].

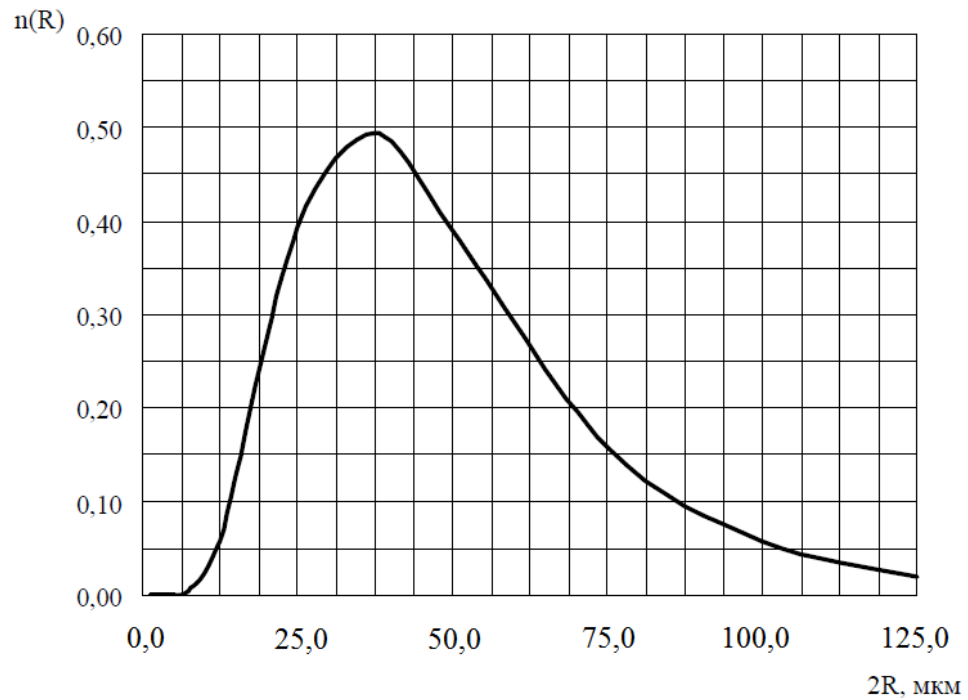


Рисунок 1.8 – Функція щільності розподілу крапель рідини в потоці газу на вході в сепараційні елементи.

В роботах [10, 87] була прийнята спроба вирішення представлених рівнянь для окремого випадку та отримані такі рішення для складових швидкості газу:

$$v_r(r; \varphi) = \frac{r^2 C_1 \sin(2\varphi) + r^2 C_2 \cos(2\varphi) + C_3}{r}, \quad (1.45)$$

$$v_\varphi(r; \varphi) = \frac{1}{r} \left(-r^2 C_2 \sin(2\varphi) + r^2 C_1 \cos(2\varphi) + \left(r^4 C_1^2 \cos^2(2\varphi) + r^4 C_1^2 \sin^2(2\varphi) + r^4 C_2^2 - C_3^2 \right)^{1/2} \right). \quad (1.46)$$

Аналізуючи отримані рішення та результати можна прийти до висновку, що їх застосовність є дуже обмежена, так як було прийнята досить велика кількість спрощень та припущень. Тобто використовуючи ці рівняння, з допустимою для інженерних розрахунків точністю, можна розрахувати швидкості газового потоку тільки для представленої в роботі геометрії та розмірів сепараційного каналу.

При описі руху крапель в газовому потоці має місце значна відмінність між густинами суцільної і дисперсної фази. Тому масові сили значно викривляють траєкторії руху крапель. На краплі, що рухаються в потоці газу діють такі сили: масові, сили інерції, сили тертя. Також значний вплив має форма та розмір крапель, що враховується коефіцієнтом лобового спротиву.

В роботах [9, 10] представлено систему диференціальних рівнянь, що описують гідродинаміку руху краплі рідини в газовому потоці, та дозволяють знайти швидкість крапель:

$$\begin{cases} \frac{dw_r}{dt} = \frac{w_\varphi^2}{r} + \psi \frac{\pi \mu_\Gamma d_K}{8m} (v_r - w_r); \\ \frac{dw_\varphi}{dt} = -\frac{w_r w_\varphi}{r} + \psi \frac{\pi \mu_\Gamma d_K}{8m} (v_\varphi - w_\varphi). \end{cases} \quad (1.47)$$

Проводилися спроби аналітичного вирішення даної системи, але в представлених роботах вони не увінчалися успіхом.

При русі газорідинної суміші трубопроводами чи сепараційними каналами мають місце процеси конденсації крапель в потоці газу та плівкової конденсації рідини на стінках каналів. Тобто при моделюванні процесів інерційно-фільтруючої сепарації доцільним є розгляд гідродинаміки потоків зі супутнім теплообміном. Як показано в п. 1.3.1 конденсація крапель в потоці газу можлива за умови досягнення критичного значення пересичення газу.

Для того щоб отримати вираз для пересичення у випадку інерційно-фільтруючої сепарації конденсацією, можна скористатися звичайними формулами для тепло- та масопередачі [74]:

$$dG_n = \beta_p \cdot F \cdot (p - p_2) \cdot d\tau, \quad (1.48)$$

$$dQ = \alpha \cdot F \cdot (T - T_2) \cdot d\tau, \quad (1.49)$$

де G_n – кількість речовини, що передається;
 β_n – коефіцієнт масовіддачі;
 F – поверхня конденсації;
 p – тиск пари в газовій суміші;
 p_2 – тиск пари біля поверхні конденсації;
 τ – час;
 Q – кількість тепла, що передається;
 α – коефіцієнт тепловіддачі;
 T – температура газової суміші;
 T_2 – температура поверхні конденсації.

Процес плівкової конденсації рідини на стінках каналу є процесом конвективного теплообміну. Для повного опису конвективного переносу тепла необхідно приєднати до рівнянь Нав'є-Стокса і нерозривності потоку та алгебраїчних рівнянь, що описують залежність фізичних властивостей потоку від температури - рівняння Фур'є-Кірхгофа [74, 89-91, 93].

Диференціальне рівняння конвективного переносу тепла - рівняння Фур'є-Кірхгофа має вигляд:

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} + V_x \frac{\partial T}{\partial x} + V_y \frac{\partial T}{\partial y} + V_z \frac{\partial T}{\partial z} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right). \quad (1.50)$$

Аналітичні рішення рівняння (1.50) розроблені для ламінарних потоків рідини в каналах різної форми. Для турбулентних потоків отримати аналітичні рішення значно важче у зв'язку з незавершеністю теорії турбулентності [94-96].

1.4 Висновки до першого розділу, постановка задач досліджень.

Процеси розділення (сепарації) газорідинних сумішей є важливим елементом більшості технологічних процесів хімічної та суміжних галузей промисловості, а також невід'ємною частиною процесів переробки та підготовки до транспортування природного або попутного нафтового газу в нафтогазовій промисловості. Але, не дивлячись на це, існуюче та традиційно використовуване сепараційне обладнання якщо і має високі ступені розділення, то, при цьому, має значний гідравлічний опір.

Пропоновані в роботі інерційно-фільтруючі сепаратори об'єднують в собі два види обладнання. Це інерційні і фільтрувальні елементи. Таким чином, і переваги цих двох різних видів устаткування зберігаються і теж об'єднуються.

Отже, метою дисертаційної роботи є моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідинних сумішей, удосконалення існуючих методів розрахунку гідродинамічних характеристик та геометричних показників інерційно-фільтруючих сепараторів, видача рекомендацій з інженерного проектування інерційно-фільтруючих сепараторів-конденсаторів для очищення газорідинних сумішей.

Для досягнення поставленої мети необхідно послідовно вирішити наступні задачі досліджень:

- розробити фізичну модель руху газокраплинного потоку секціями інерційно-фільтруючого сепаратора, а також взаємодії газового потоку та плівки вловленої рідини для математичного моделювання та експериментальних досліджень процесів інерційно-фільтруючої сепарації;
- розробити математичну модель, що описує процеси інерційно-фільтруючої сепарації, гідродинаміку руху газового та рідинного потоків криволінійними каналами, взаємодію газового потоку та плівки вловленої

рідини, а також супутній теплообмін при протіканні процесу сепарації з конденсацією;

- експериментально дослідити гідродинаміку руху газорідинного потоку секціями блочного сепаратора експериментальної установки, ефективність роботи вузлів за ступенями сепарації та сумарну ефективність блочного газосепаратора, визначено ефективність уловлення краплин рідини кожною гофрою інерційно-фільтруючого блоку, а також фракційну ефективність сепарації;

- розробити і видати рекомендацій до інженерного проектування інерційно-фільтруючих сепараційного обладнання за допомогою систем моделювання методами обчислювальної гідродинаміки;

- провести апробацію та впровадження отриманих наукових результатів.

РОЗДІЛ 2

ФІЗИЧНА МОДЕЛЬ ТА МЕТОДИКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ ГАЗОРІДИННИХ СУМІШЕЙ

2.1 Фізична модель руху газокраплинного потоку секціями інерційно-фільтруючого сепаратора

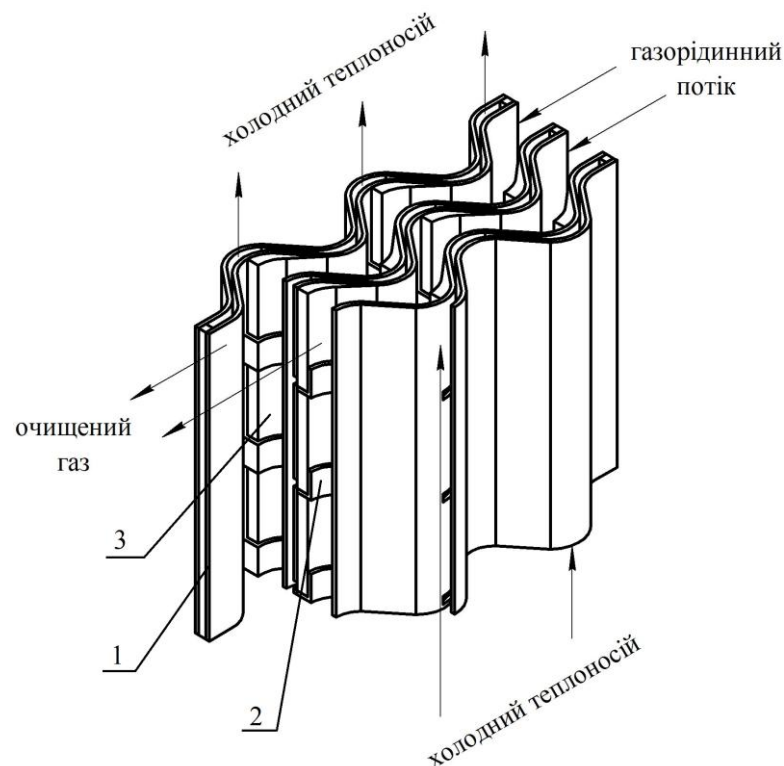
2.1.1 Рух газорідного потоку та вловленої плівки рідини в інерційно-фільтруючих сепараторах.

Для опису та моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідних сумішей перш за все необхідною є розробка фізичної моделі руху газокраплинного потоку секціями інерційно-фільтруючого сепаратора та опис процесів, що виникають при цьому.

Інерційно-фільтруюча секція являє собою пакет подвійних жалюзійних пластин 1, зовнішніми поверхнями яких утворені криволінійні сепараційні канали 2, а внутрішніми – криволінійні дренажні канали 3 для збору та відводу вловленої рідини та (або) для подачі холодного теплоносія. Жалюзійні пластини при цьому мають синусоїдальну форму.

У впадинах сепараційних каналів встановлено фільтруючі елементи 4 з волокнистого матеріалу. Фільтруючі елементи мають трапецеїдальну форму, за рахунок чого збільшується площа контакту набігаючого газового потоку з торцевою поверхнею фільтруючого елемента. Також фільтруючі елементи поділені на секції по висоті сепараційних каналів. Кожна ділянка, при цьому, встановлена в спеціальні жолоби 5 для збору та відводу вловленої рідини. Висота ділянок фільтруючих елементів визначається ступенем заповнення їх рідиною.

Газорідинний потік з високодисперсною краплинною рідиною подається до криволінійних сепараційних каналів, де протікає з високою швидкістю (до 10м/с). При цьому на потік діють такі сили: сила тяжіння, сила лобового спротиву, сили тертя (міжфазного та поверхневого), перепад тисків, а також інерційні сили, що виникають при зміні напрямку руху потоку. Через значну різницю мас дисперсної та суцільної фази, діючі інерційні сили викривляють траєкторії руху краплин рідини і направляють їх до фільтруючих елементів. У шарі фільтруючих елементів, за рахунок інерційного зіткнення та вторинних процесів осадження і капілярних явищ, відбувається захоплення та наступне гравітаційне осадження частинок дисперсної фази. По мірі насичення шару волокнистого матеріалу, вловлена рідина збирається в жолобах та відводиться до дренажних каналів через отвори в гофрованих пластинах.



- 1 – подвійні гофровані пластини, 2 – жолоби для сепарованої рідини,
3 – фільтруючі елементи.

Рисунок 2.1 – Схема інерційно-фільтруючої секції та руху потоків в ній

Одночасно з газовим потоком у криволінійні дренажні канали може подаватися холодний теплоносій, що призводить до конденсації пароподібної вологи, а також коагуляції дрібних крапель в газорідному потоці, що надходить до сепараційних каналів.

Рух газового потоку з високодисперсною краплинною рідиною секціями інерційно-фільтруючого сепаратора розділимо на декілька стадій:

- рух газокраплинного потоку криволінійними інерційними сепараційними каналами;
- конденсація пароподібної вологи з газового потоку;
- проникнення газокраплинного потоку у фільтруючі елементи;
- коалесценція вловлених частинок на волокнах у шарі фільтру, утворення та відведення плівки вловленої рідини до дренажних каналів.

Криволінійний сепараційний канал можна умовно поділити на прямолінійні та криволінійні ділянки. Місця переходу криволінійної ділянки до прямолінійної є конфузорними ділянками, а в області криволінійних ділянок з фільтруючими елементами, встановленими на внутрішніх поверхнях гофрованих пластин, – дифузорні ділянки (рис.2.2).

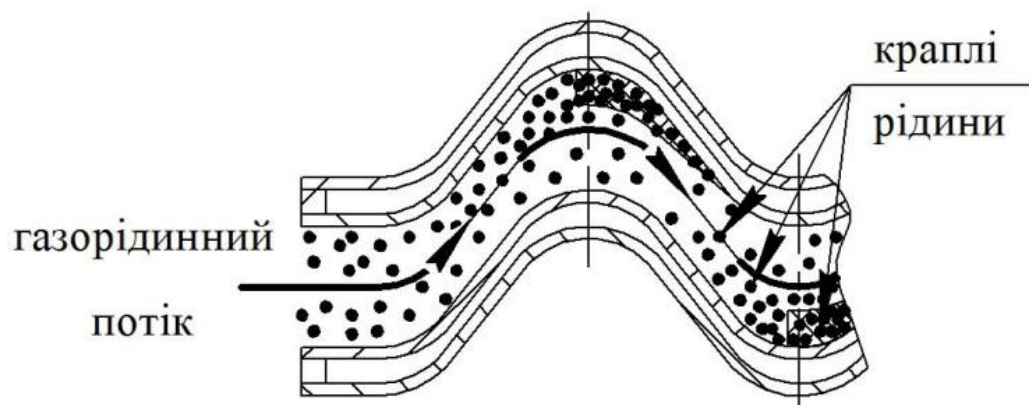


Рисунок 2.2 – Схема руху газорідного потоку криволінійними каналами

При русі газорідного потоку конфузornoю ділянкою локальні швидкості газу та дисперсних частинок поступово збільшуються, що

призводить, разом з тим, і до збільшення аеродинамічних та інерційних сил, що діють в потоці.

Далі газодисперсний потік потрапляє в дифузорну ділянку сепараційного каналу, де відбувається зниження швидкості газу та зменшення значень сил, що заволікають дисперсні частинки за газовим потоком. Це призводить до того, що частинки, завдяки своїй інертності, рухаються до шару фільтра.

Але краплі рідини осаджуються з газодисперсного потоку не тільки у шарі фільтру, а й по всій поверхні стінок криволінійного каналу, утворюючи плівку рідини. При цьому, під дією сил міжфазного тертя газового потоку по поверхні плівки відбувається заволікання рідини і вона стікає по поверхні каналу не вертикально вниз, а під деяким кутом β . А стікаюча плівка рідини, в свою чергу, впливає на газовий потік таким чином, що він рухається під деяким кутом α до осі X . Схема руху потоків та кути α і β приведені в п. 3.1 на рис.3.1.

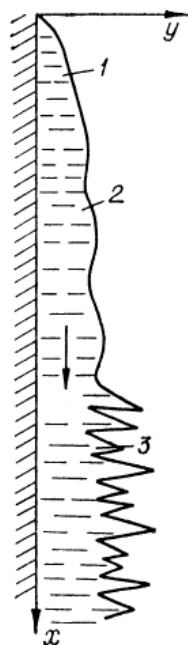


Рисунок 2.3 – Режими руху плівки рідини по вертикальній стінці.

Як відомо, існує декілька режимів руху плівки рідини по плоскій поверхні (рис.2.3) [70]:

1. ламінарний рух рідини без хвилеутворення ($Re_{пл.} = 4-25$);
2. ламінарний рух рідини з хвилеутворенням ($Re_{пл.} = 25-2000$);
3. турбулентний рух ($Re_{пл.} \geq 2000$).

При утворенні хвиль на поверхні плівки в заглибленнях між ними швидкість деяких шарів стає від'ємною. Це дозволяє зробити висновок про наявність в цих місцях вихорів, які повторюються по довжині поверхні і забезпечують перемішування потоку.

Якщо на стікаючій плівці будуть утворюватися хвилі, а також швидкість руху газорідинного потоку перевищить критичне значення, це приведе до підвищення інтенсивності зриву крапель рідини з верхніх точок хвиль, тобто вторинного бризковинесення. При цьому максимальна інтенсивність бризковинесення спостерігається на прямолінійних ділянках криволінійного каналу, а також на виході з них.

Як говорилося вище, в дренажні канали подвійних жалюзійних пластин, для інтенсифікації процесу сепарації за рахунок плівкової конденсації краплинної вологи, може подаватися холодний теплоносій. При цьому, на поверхнях стінок каналу утворюється плівка конденсату, схема процесу наведена на рис. 2.4.

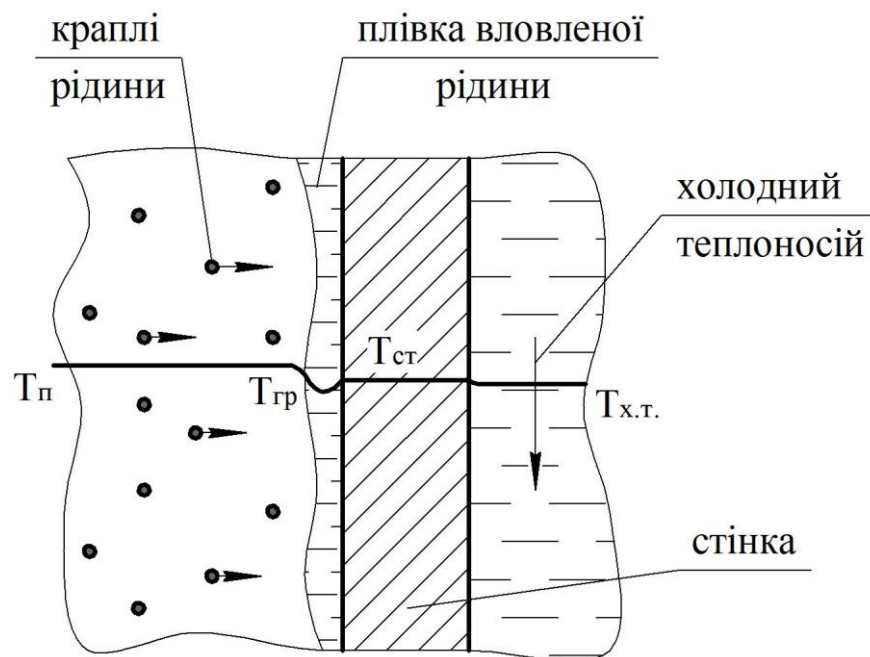


Рисунок 2.4 – Схема утворення плівки конденсату на поверхні охолоджуваної стінки.

2.1.2 Проникнення газокраплинного потоку у фільтруючі секції

Як вже говорилося, під час огинання газовим потоком криволінійних ділянок сепараційного каналу, дисперсні частинки під дією інерційних сил відхиляються від ліній току газу та направляються до шару волокнистого матеріалу фільтруючої секції.

Процес проникнення газорідного потоку у фільтруючі секції ґрунтується на таких явищах: ефект зачеплення –при цьому дисперсні частинки уловлюються порами, які мають менші розміри, ніж розміри частинок; інерційне зіткнення –траєкторія руху краплин, маса яких більша за масу суцільної фази, змінюється при зміні напрямку руху потоку; броунівський рух –зміна напрямку руху дисперсних частинок при їх зіткненнях з молекулами газу; гравітаційні сили та електростатичні сили– дисперсні частинки і матеріал фільтру можуть бути електрично заряджені або нейтральні[104-106].

Інерційне осадження частинок, являється, перш за все, наслідком сил інерції, що примушують частинку рухатися поперек скривлених ліній току газу. В результаті цього частинка зіштовхується з перешкодою, що викликала скривлення потоку, та в більшості випадків прилипає до неї. Але крім сил інерції важливу роль відіграють й інші фактори [107, 108].

У випадку коли розмір частинки значний, перевагу має ефект зачеплення, при якому зіштовхування частинки з перешкодою залежить від її геометричних розмірів та зовсім не є необхідним, щоб траєкторія руху центра частинки перетинала поверхню перешкоди. Тобто відстань від частинки до поверхні фільтруючого елемента повинна бути рівна радіусу краплі, або менша за нього.

Для дуже крупних частинок помітну роль відіграє осадження. Масивні частинки внаслідок інерції не можуть огинати перешкоду разом з газовим потоком. Зійшовши з лінії струму, частинки можуть зіткнутися з

перешкодою або зачепити його. При фільтрації за рахунок інерційного захоплення осідають частинки розміром більше 1 мкм. Броунівська дифузія стає важливою для дуже дрібних частинок при малих числах Рейнольдса, коли інерція відіграє другорядну роль. Частинки розміром менше 0,1 мкм можуть наблизитися до перешкоди, здійснюючи хаотичні переміщення (дифундуючи) під впливом броунівського руху молекул. Частка дифузійного осадження в уловлювання більш великих частинок незначна.

Коефіцієнт захвату може бути визначений як відношення числа частинок, що зтикаються з перешкодою, до числа частинок, що зіштовхнулися з перешкодою, якщо лінія току є незмінною [104]. При цьому приймається, що при зіткненні всі частинки прилипають до перешкоди.

Коефіцієнт захвату дисперсних частинок може бути виражений як функція декількох безрозмірних параметрів:

$$E = f\left(K, Re, \frac{d_m}{L}\right), \quad (2.1)$$

де K – інерційний параметр

$$K = \frac{2}{9} \frac{\rho}{\mu} d_m \frac{v}{L}, \quad (2.2)$$

d_m – розмір частинки;

L – характерний розмір перешкоди.

Висока швидкість газового потоку сприяє великій ефективності захвату, так як при цьому збільшується як інерційний параметр, так і число Рейнольдса. Збільшення розмірів перешкоди сприяє збільшенню числа Рейнольдса, але призводить до зменшення інерційного параметру та $\frac{d_m}{L}$, а отже зменшується ефективність захвату в цілому.

2.2 Опис експериментальної установки та задачі експериментальних досліджень процесів інерційно-фільтруючої сепарації.

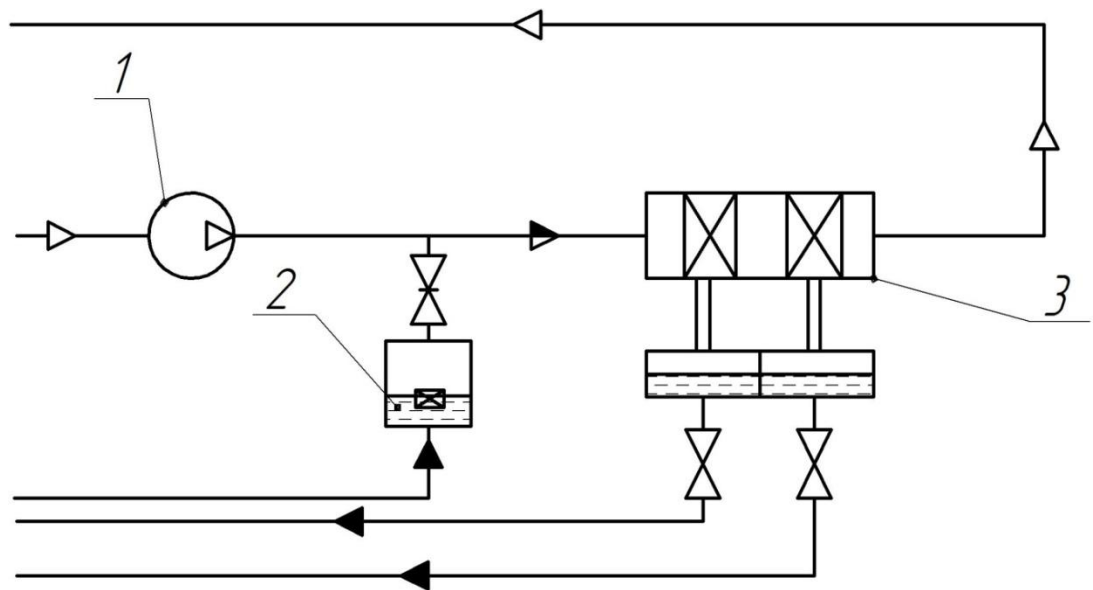
Для проведення експериментальних досліджень гідрогазодинаміки руху газової суміші з вмістом крапельної рідини, визначення опору та ефективності сепарації запропонованої конструкції блочного сепаратора розроблено експериментальну установку, схема якої представлена на рис. 2.5.

Обладнання, матеріали та прилади:

обладнання - експериментальний стенд для дослідження гідрогазодинаміки і ефективності сепарації, модель блочного сепаратора, газодувка для подачі повітря, парогенератор;

матеріали - вода, повітря;

прилади - витратна ємність, секундомір, манометри для вимірювання перепаду тисків, датчик масової витрати повітря, мірні ємності для рідини.



1 – газодувка, 2 – парогенератор, 3 – модель блочного сепаратора

Рисунок 2.5 - Схема експериментальної установки для дослідження гідрогазодинаміки і ефективності сепарації

Опис принципу роботи експериментальної установки:

Газовий потік під дією тиску, створюваного газодувкою 1 потрапляє в блок змішування, в якому з'єднується з дисперсною вологою, що подається парогенератором 2. Далі газорідинний потік потрапляє до блочного сепаратора 3 з двома ступенями сепарації: вхідний пристрій та інерційно-фільтруючий елементом, де відбувається уловлювання дисперсних частинок. Вловлена рідина відводиться з сепаратора у вигляді плівки і по дренажних каналах потрапляє в приймальний бак блочного сепаратора. Вловлена волога відводиться з установки за допомогою насоса 4, а очищений газ потрапляє в атмосферу.

3D-модель та фото експериментального стенду наведено на рис. 2.6 та 2.7.

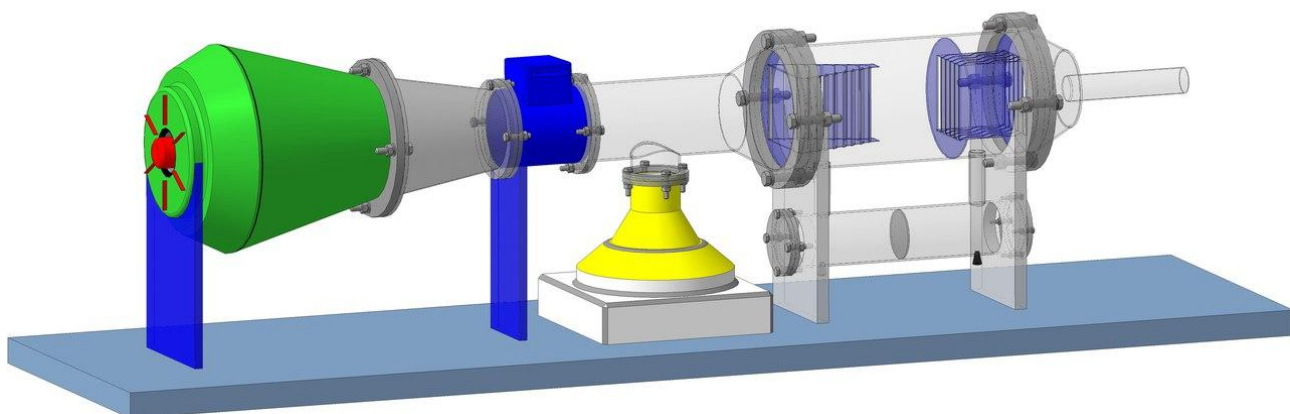


Рисунок 2.6 – 3D-модель дослідно-демонстраційного експериментального стенду

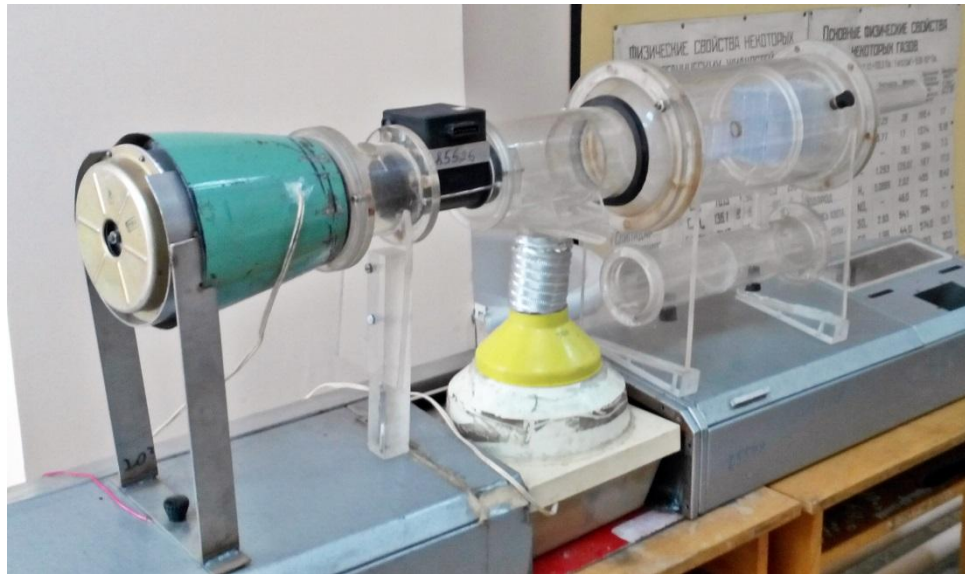


Рисунок 2.7 – Фото дослідно-демонстраційного експериментального
стенду

Експериментальна модель досліджуваного сепаратора представлена на рис. 2.8 і 2.9 та має такі основні характеристики:

Тип сепаратора	блочний
Висота H , мм	1120
Діаметр корпусу верхнього D та нижнього d блоків, мм	145 та 60
Розміри вхідного пристрою:	
- довжина, мм	110
- вхідний перетин, $a \times b$, мм х мм	45x85
- кількість лопатевих відводів, шт	14
Розміри інерційно-фільтруючого елементу:	
- вхідний перетин, $a \times b$, мм х мм	90x75
- Кількість сепараційних каналів, шт	4
- Ширина сепараційних каналів t , мм	12
- Радіус гофр, мм	10
- Товщина стінки жалюзей, мм	4

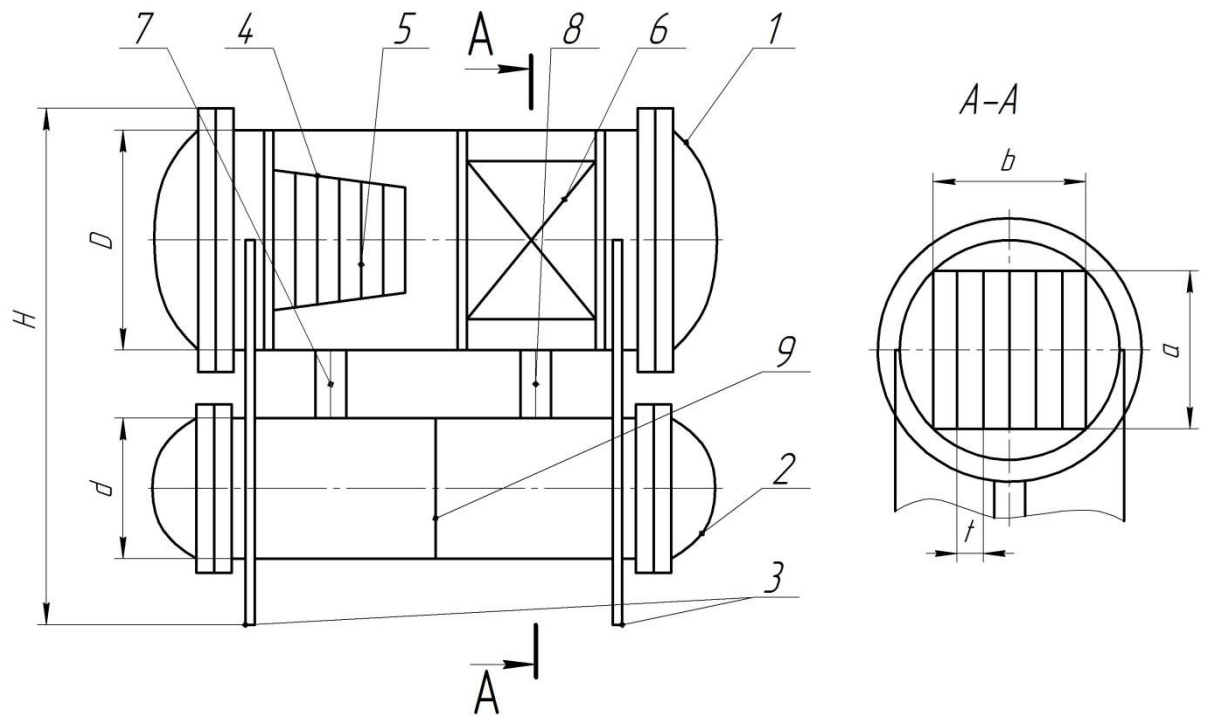


Рисунок 2.8 – Схема моделі блочного газосепаратора та основні геометричні розміри

Представлена модель блочного газосепаратора (рис. 2.8, 2.9) складається з двох блоків: верхній - сепаратор 1 та нижній - збірник вловленої рідини 2. Блоки поєднані між собою трубами, через які зливається відсепарована рідина з сепаратора у збірник та встановлений на дві горизонтальні опори 3. Збірник вловленої рідини поділений на дві частини плоскою перегородкою 9 для забезпечення визначення кількості вловленої рідини на кожному ступені сепарації. Корпуси верхнього та нижнього блоків експериментального сепаратора виконані прозорими (органічне скло), що дозволяє проводити візуальні спостереження та дослідження процесу сепарації газорідинної суміші, структури вловленої плівки рідини та процесів взаємодії потоків, що відбуваються у сепараційних вузлах сепаратора.

Модель блочного сепаратора працює наступним чином. Газорідинна суміш через вхідний патрубок надходить до вхідного пристрою (вузол попередньої сепарації) 4, де під впливом сил інерції з газорідинного потоку відокремлюються найбільш важкі та великі краплі рідини, а також можливі

рідинні пробки. При цьому, потік розбивається на плоскі струмені пакетом гофрованих пластин 5 лопатевих відводів. При їх проходженні, під дією інерційних сил, траєкторія руху крапель рідини, що рухаються зі значною швидкістю, відхиляється від викривленої лінії току газового потоку і краплі рідини направляються в западини пластин, де формують плівку рідини та стікають вниз під дією сили тяжіння. Вловлена рідина плівкою через штуцер 7 відводяться в нижній блок газосепаратора 2.

Після цього газовий потік відводиться до секції тонкої очистки - блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин 6, при проходженні якої здійснюється остаточне очищення газу від бризок рідини. При проходженні криволінійних каналів, також під дією інерційних сил, траєкторія руху краплин рідини, відхиляється від скривленої лінії струму газового потоку, що обгинає криволінійні поверхні стінок каналів, і краплі осаджуються на стінках каналів та в їх западинах, утворюючи плівку рідини.

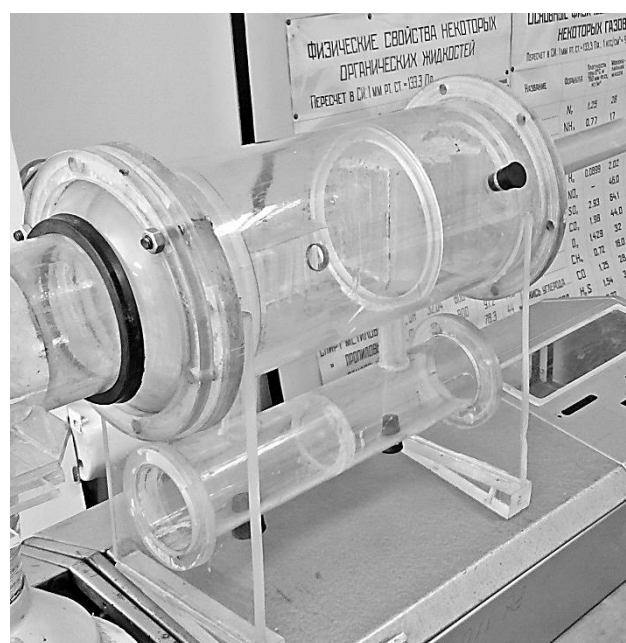
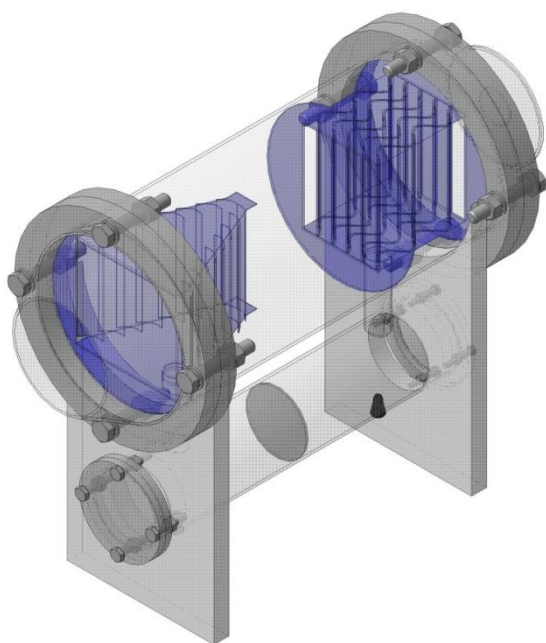


Рисунок 2.9 – 3D-модель та фото моделі блочного сепаратора.

Очищенный газовый потік відводиться з сепаратора через вихідний штуцер, а рідина відводиться через штуцер 8 до нижнього корпусу

газосепаратора 2, з якого потім виводиться через штуцери у дренажну систему.

Для дослідження процесів сепарації було виготовлено два сепараційних блоки – вузол попередньої сепарації та жалюзійний блок. Матеріалом для виготовлення обрано пластик, який дозволяє формувати складні, за конфігурацією, поверхні. Також, для формування гофрованих пластин, було розроблено та виготовлено дерев'яну матрицю (рис.2.10).

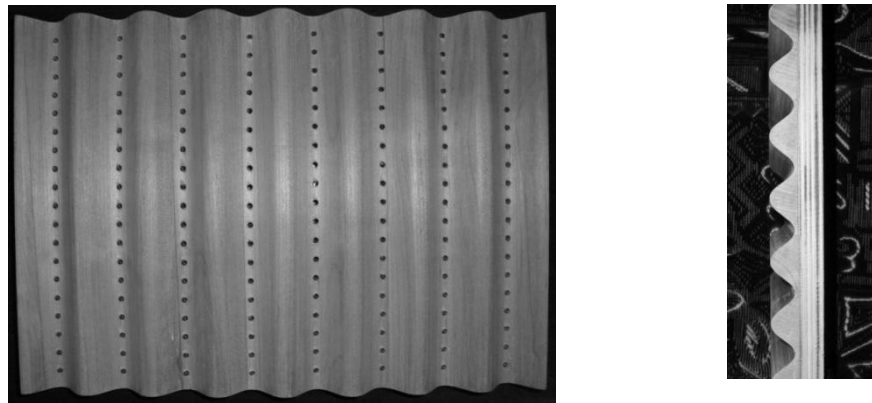
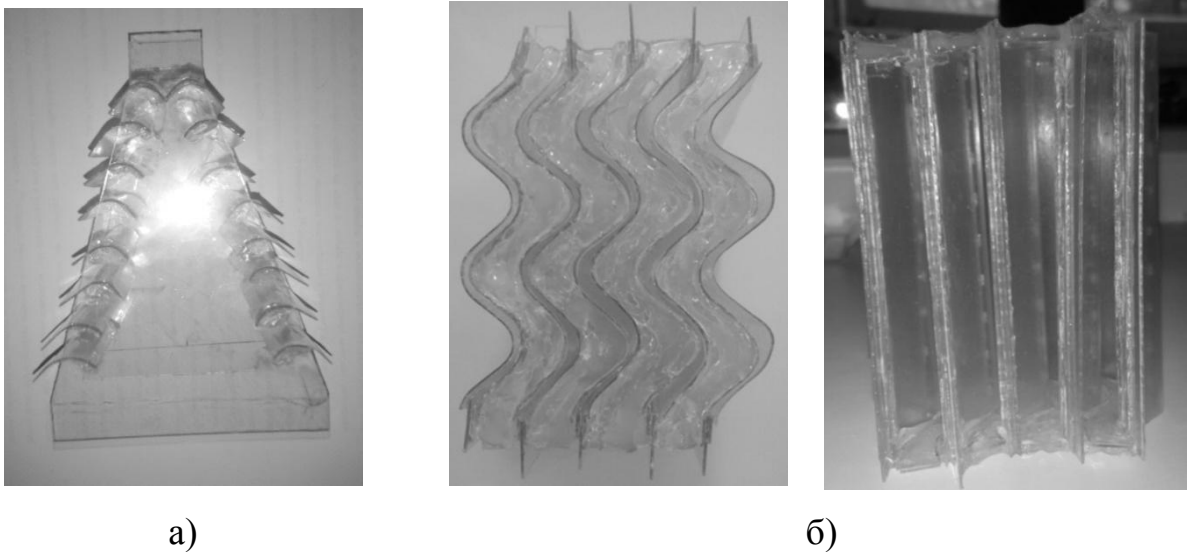


Рисунок 2.10 – Матриця для формування гофрованих пластин

На рис. 2.11 наведені фото розроблених сепараційних вузлів.



а)

б)

а) вхідний пристрій, б) жалюзійний блок

Рисунок 2.11 – Фото розроблених сепараційних вузлів

Задача експериментального дослідження модельного зразка газосепаратора з інерційно-фільтруючою секцією полягає у аналізі впливу конструкційних особливостей секційних сепараторів на гідродинаміку та ефективність процесу сепарації газорідних сумішей, а також вивчення структури вловленої плівки рідини та її взаємодії з газовим потоком.

Для досягнення поставленої мети досліджень слід послідовно розв'язати наступні задачі:

- дослідження гідродинаміки сепараційних пристроїв верхнього блоку газосепаратора за ступенями сепарації;
- визначення гідравлічного опору сепараційних вузлів газосепаратора;
- визначення ефективності сепараційних вузлів за ступенями сепарації та сумарної ефективності сепарації газосепаратора
- дослідження структури вловленої плівки рідини та її взаємодії з газовим потоком.

2.3 Методика проведення експериментальних досліджень.

2.3.1 Методика дослідження гідродинаміки та ефективності роботи інерційно-фільтруючих сепараторів

Дослідження гідродинаміки і ефективності процесу сепарації проведено на моделі блочного газосепаратора (рис. 2.7) у схемі експериментального стенду (рис.2.6). В основу фізичного моделювання покладено методи теорії подібності. У досліджах на моделі змінено (порівняно з промисловими умовами) масштаб установки. Геометрична подібність дотримується рівністю констант і інваріант подібності. Також

передбачається, що обов'язково дотримується схожість руху відповідних частинок і їх траєкторій в промислових умовах і в моделі.

Порядок проведення експериментального досліджу:

1. Вмикається газодувка 1, при цьому газовий потік проходить через ДМРВ, за допомогою якого фіксується і регулюється необхідна витрата повітря;

2. Вмикається парогенератор 2, за допомогою якого отримується дисперсна волога. Витрата води регулюється засувкою. Далі потік дисперсної вологи змішується з потоком повітря.

3. Газорідинний потік потрапляє до блочного сепаратора 3, де відбувається уловлювання дисперсних частинок.

4. Заміри даних починати робити при виході установки на стаціонарний режим роботи по закінченню п'яти хвилин від початку вмикання установки.

5.Провести заміри: статичний і повний тиск; перепад тисків на досліджуваних елементах; об'єм рідини, уловленої сепараційними вузлами газосепаратора.

6. При цьому східчасто змінювали витрати повітря та води, що дозволило провести 2 серій експериментів (по 5 замірів в кожній) при різних співвідношеннях витрат потоків, для визначення гідравлічного опору сепаратора та його внутрішніх блоків; 3 серії експериментальних досліджень (по 5 замірів в кожній), для визначення ефективності роботи внутрішніх пристроїв сепаратора; а також, 3 серії експериментів (по 5 замірів в кожній), для визначення необхідної кількості гофр жалюзійних пластин інерційно-фільтруючого блоку.

Регулювання витрати повітря здійснюється лабораторним електротрансформатором, що під'єднаний до електроприводу газодувки 1.

Регулювання витрати рідини здійснюється за допомогою засувки, яка змінює прохідний переріз трубопроводу подачі рідини і встановлена в схемі експериментальної установки на трубопроводі після парогенератора.

Замір витрата повітря, що надходить до стенду сепаратора проводиться датчиком масової витрати повітря (ДМРВ) BOSCH HLM2-4.7 0280212014 (діапазон вимірюваної витрати повітря 0-500 кг/годину, принцип роботи датчика побудований на принципі терморезистивного анемометра). Для вимірювання та контролю рівня рідини в баку парогенератора та в збірнику вловленої рідини використовуються трубки з нанесеною шкалою, що під'єднані до них та працюють за принципом сполучених посудин.

Для вимірювання газодинамічного опору газового потоку, повного і статичного тиску на вході і виході з сепараційних вузлів передбачені спеціальні вузли із спарених трубок повного і статичного тиску, встановлених до осі газопроводів (трубки Піто - Прандтля), які приєднані імпульсними трубками до мікроманометра з нахиленою трубкою. В якості рідини в останніх використаний етиловий спирт (C_2H_5OH). Похибка вимірювань повного і статичного тиску на вході і виході з сепараційних пристроїв повинна становити не більше ± 1 мм спиртового стовпчика.

Для вимірювання гідравлічного опору сепараційних вузлів та моделі сепаратора в цілому, стенд обладнано U-подібними диференційними манометрами.

Динамічний тиск (швидкісний напір) визначається залежністю:

$$p_{\text{дин}} = p - p_{\text{ст}}, \quad (2.1)$$

де p - повний тиск, Па;

$p_{\text{ст}}$ - статичний тиск, Па.

Швидкість руху повітря по трубопроводу:

$$w = \sqrt{\frac{2 \cdot (p - p_{\text{ст}})}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (2.2)$$

де ρ_r - щільність повітря ($\rho_r = 1,29 \text{ кг/м}^3$ при $T = 293 \text{ К}$ і $p = 101,3 \cdot 10^3 \text{ Па}$), кг/м^3 .

Витрата повітря на експериментальній установці:

$$Q = w \cdot S, \quad (2.3)$$

де w - середня швидкість руху повітря, розрахована для перетину трубопроводу, м / с ;

S - площа поперечного перерізу трубопроводу в точці вимірювання, м^2 .

Вміст рідини в газі регулюється збільшенням або зменшенням подачі води при постійній подачі повітря.

Ефективність уловлювання крапельної рідини в сепараційних вузлах газосепаратора визначається виміром її обсягу в збірнику рідини. Після закриття вентилів і за умови відключеної газодувки проводиться вимірювання кількості води, що подається в систему і у збірнику. Кількість уловленої рідини визначається кількістю води, що надійшла до прийомного баку.

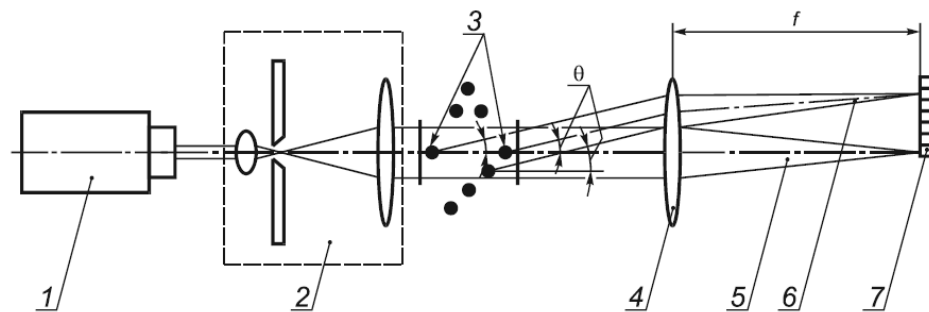
Визначення необхідної кількості гофр жалюзійних пластин інерційно-фільтруючого блоку проводилася шляхом заміру вловленої кількості рідини на кожній гофрі. При цьому рідина збиралася в піддоні, встановленому під криволінійними каналами. Форма піддону повторює форму каналів, а після кожної гофри встановлена сегментна перегородка, яка дозволяє визначати кількість рідини, що уловлюється кожною гофрою.

2.3.2 Методика визначення числа напівхвиль криволінійних каналів інерційно-фільтруючих газосепараторів.

Однією з найважливіших геометричних характеристик інерційно-фільтруючих газосепараторів є необхідне число напівхвиль на гофрованих жалюзійних пластинах для забезпечення заданої ефективності роботи сепараційного пристрою.

В рамках виконуваного міжкафедрального / міжфакультетського проекту, для перевірки та підтвердження математичних розрахунків експериментально, було впроваджено сучасний спосіб виміру дисперсного складу газорідинної суміші. Метод вимірювань базується на вимірюванні інтенсивності кутового розсіювання плоскої монохроматичної електромагнітної хвилі на частках аерозолію [109].

Типова схема реалізації даного методу вимірювань представлена на рис. 2.13.



1 – джерело електромагнітного випромінювання (лазер), 2 – блок формування променя, 3 – частинки аерозолію, 4 – лінза, 5 – нерозсіяне випромінювання, 6 – розсіяне випромінювання, 7 – фотоаналізатор

θ – кут розсіювання, f – фокусна відстань лінзи

Рисунок 2.13 – Схема реалізації вимірювання дисперсного складу газорідинної суміші.

Лазер 1 випромінює електромагнітну хвилю, яка, пройшовши блок формування променя 2, потрапляє в зону, де знаходяться частинки газорідинної суміші 3, дисперсний склад якої необхідно визначити. При цьому промінь лазера переломлюється і розсіюється. На основі індикатриси розсіювання, яку фіксує фотоаналізатор 7, вирішується зворотна задача розсіювання для моделей частинок сферичної форми та знаходиться середній розмір частинок аерозолі та розрахункова концентрація.

2.4 Висновки до другого розділу

1. Розроблено фізичну модель процесів сепарації газоконденсатних систем у робочих зонах інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв з урахуванням вторинних процесів, що супроводжують основний процес розділення, яка пояснює гідродинамічні процеси інерційної сепарації газокраплинного потоку, формування та стікання плівки вловленої рідини, а також механізми проникнення газокраплинного потоку у фільтруючі секції.

2. Розроблено експериментальну установку для проведення досліджень гідрогазодинаміки руху газової суміші з вмістом крапельної рідини, визначення опору та ефективності сепарації запропонованої конструкції блочного сепаратора.

3. Розроблено та обґрунтовано методики дослідження гідродинаміки та ефективності роботи інерційно-фільтруючих сепараторів.

4. Розроблено методику визначення числа напівхвиль криволінійних каналів інерційно-фільтруючих газосепараторів, що дозволяє експериментально визначити необхідну кількість гофр жалюзійних пластин для ефективного розділення газорідинного потоку.

Основні результати опубліковано в наступних працях [49, 32, 33, 87, 88, 113, 120].

РОЗДІЛ 3

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ

3.1 Математичне моделювання гідродинаміки руху газової суміші криволінійними каналами.

Рух в'язкого газового потоку в криволінійному каналі інерційно-фільтруючого сепаратора описуються системою рівнянь Нав'є–Стокса в циліндричній системі координат (1.43). Для того щоб замкнути дану систему рівнянь, її треба доповнити рівнянням нерозривності потоку.

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{V_r}{r} = 0 \\ V_r \frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{V_\varphi}{r} \frac{\partial V_r}{\partial \varphi} - \frac{V_\varphi^2}{r} = \varepsilon \left(\frac{\partial^2 V_r}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 V_r}{\partial \varphi^2} - \frac{V_r}{r^2} - \frac{2}{r^2} \frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} \right) \\ V_r \frac{\partial V_\varphi}{\partial r} + \frac{V_\varphi}{r} \frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} - \frac{V_\varphi V_r}{r} = -\frac{1}{\rho r} \frac{dp}{d\varphi} + \varepsilon \left(\frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_\varphi}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial \varphi^2} - \right. \\ \left. - \frac{V_\varphi}{r^2} + \frac{2}{r^2} \frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} \right) \end{array} \right. \quad (3.1)$$

При аналітичному рішенні даної системи рівнянь для руху газу по синусоїдальним криволінійними каналам виникають труднощі, тому в якості розглянутої геометрії каналу інерційно-фільтруючого сепаратора приймається криволінійний канал, який складається з напівцілець. Геометрія такого каналу зображена на рис 3.1.

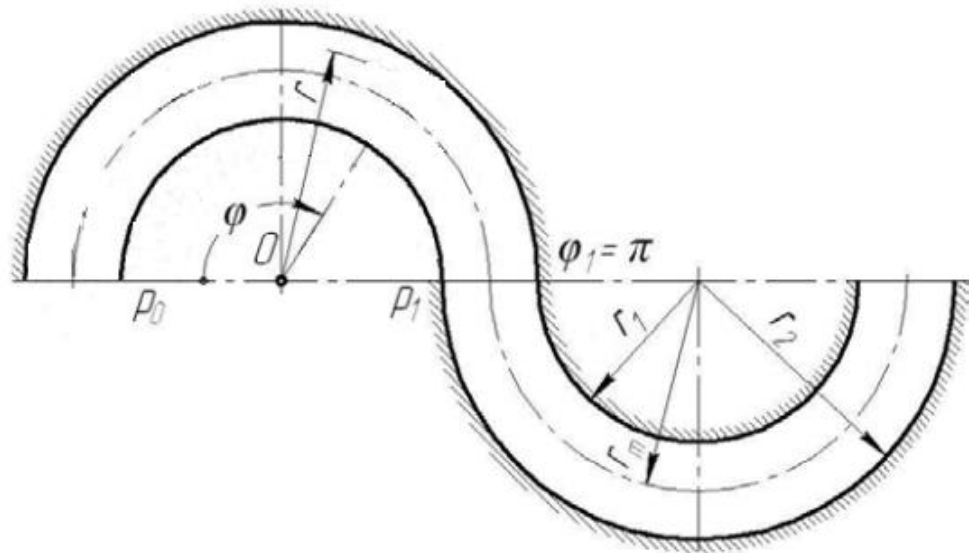


Рисунок 3.1 – Геометрія каналу з напівкілець

Всі наступні математичні вирази, а також система нелінійних диференціальних рівнянь 2-го порядку мають аналітичний розв'язок лише в дуже рідкісних випадках простої геометрії каналів. Тому було прийнято ряд таких спрощень і припущень: розглядається площа потоку вздовж криволінійного каналу, тобто рівняння Нав'є-Стокса складаються для двовірного простору в полярній системі координат. Очікується, що перепад і зміна швидкостей і тисків по висоті каналу є незначними в порівнянні з аналогічними параметрами по довжині каналу. Різниця тисків по ширині каналу невелика за невеликої ширини каналу. Значна зміна різниці тисків проходить уздовж каналу, при цьому криволінійний в'язкий потік супроводжується процесом перетворення механічної енергії з потенційної в кінетичну і навпаки. А також, товщина фільтруючого елемента не значна, в порівнянні з шириною каналу, тому в місці встановлення його не враховується стиснення потоку.

Отже, система рівнянь вирішується відносно радіальної швидкості V_r :

$$V_r = \sum_{i=2}^{\infty} \alpha_i(\varphi) (r - r_1)^i (r - r_2)^i. \quad (3.2)$$

При цьому умови $V_r|_{r=r_1} = 0$ та $V_r|_{r=r_2} = 0$ виконуються.

Підстановка отриманого V_r в рівняння нерозривності потоку та наступне інтегрування дає:

$$V_\varphi = \beta(r) \cdot q + \sum A_i(\varphi) f_i(r) \cdot \psi_i(r), \quad (3.3)$$

де $A_i = \int \alpha_i d\varphi$ - функція, яка буде додатково визначена.

При цьому позначено як:

$$\psi_i(r) = 1 + \frac{2r_1}{(r-r_1)(r-r_2)} \left(r - \frac{r_1+r_2}{2} \right), \quad (3.4)$$

$$f_i(r) = (r-r_1)^i (r-r_2)^i. \quad (3.5)$$

Функція розподілу окружної швидкості:

$$\beta(r) = -\frac{6(r-r_1)(r-r_2)}{(r_2-r_1)^3} \text{ або } \int_{r_1}^{r_2} \beta dr = 1. \quad (3.6)$$

Тому вираз для приведеної витрати газу має вигляд:

$$\int_{r_1}^{r_2} V_\varphi dr = q. \quad (3.7)$$

З чого слідує, що $q = \text{const}$.

При цьому умови $V_\varphi|_{r=r_1} = 0$ та $V_\varphi|_{r=r_2} = 0$ також виконуються.

Отже, рішення системи рівнянь Нав'є-Стокса для V_r та V_φ приймають вигляд:

$$\begin{cases} V_\varphi = \beta q + \sum A_i \cdot f_i \cdot \psi_i \\ V_r = \sum A'_i \cdot f_i \end{cases} \quad (3.8)$$

Далі для знаходження невідомих функцій A_i та A'_i осереднюється по радіусу, а також множиться на рівняння Нав'є-Стокса.

Після проведення цих операцій, скорочень та спрощень I-го рівняння Нав'є-Стокса з системи (3.1), отримуємо:

$$q \sum \xi_{1i} A''_i - \chi_1 q^2 + 2q \sum \xi_{2i} A_i = \frac{\mu}{\rho} \sum \gamma_{1i} (A'''_i - 3A'_i). \quad (3.9)$$

При проведенні спрощень було позначено $\xi_{1i} = \int \beta f_i dr$, $\xi_{2i} = \int \beta f_i \psi_i dr$, $\chi_i = \int \beta^2 dr$, $\gamma_{1i} = \int \frac{f_i}{2} dr$.

Аналізуючи отримане рівняння можна помітити, що для $i \geq 4$ всі коефіцієнти дорівнюють 0, деякі з коефіцієнтів дорівнюють 0 вже при $i \geq 3$, при чому ненульові коефіцієнти при $i = 3$ на декілька порядків менші, ніж для $i = 2$.

Тому для $i = 2$ маємо:

$$A''' - \frac{\rho q \xi_1}{\mu \gamma_1} A'' - 3A' + \frac{2\rho q \xi_2}{\mu \gamma_1} A = -\frac{\chi_1 \rho q^2}{\mu \gamma_1}. \quad (3.10)$$

Аналогічно для II рівняння Нав'є-Стокса з системи (3.1), отримуємо:

$$\frac{dp}{d\varphi} = -\frac{\rho q}{\delta} \sum \xi_{li} A' - \frac{\mu(\chi_2 + \chi_3)}{\delta} + \frac{\mu}{\delta} \left[\sum (\gamma_{2i} - \gamma_{1i}) A_i + 3 \sum \gamma_{1i} A_i'' \right] \quad (3.11)$$

При проведенні спрощень було позначено $\chi_1 = \int r \beta'' dr$, $\chi_3 = \int \frac{\beta}{r} dr$,

$$\delta = \int_{r_1}^{r_2} dr = r_2 - r_1 - \text{радіальний зазор.}$$

Після аналізу отриманого рівняння видно, що його останній доданок прямує до 0. Отже для $i = 2$ маємо:

$$\frac{dp}{d\varphi} = -\frac{\rho q \xi_1 A'}{\delta} - \frac{\mu(\chi_2 + \chi_3) q}{\delta}. \quad (3.12)$$

Інтегруємо рівняння (3.12) в межах від $\varphi = 0^\circ$ до $\varphi = \pi$ і отримуємо рівняння для перепаду тисків по довжині каналу:

$$p(\varphi) = p_0 - \frac{\rho q}{\delta} \left(\xi_1 \frac{d}{d\varphi} A(\varphi) + \varepsilon(\kappa_2 + \kappa_3) \right) - \varepsilon \left((\gamma_2 - \gamma_1) A(\varphi) + 3\gamma_1 \frac{d^2}{d\varphi^2} A(\varphi) \right) \quad (3.13)$$

$$\Delta p(\varphi) = \frac{\lambda_1 \xi_1 \sigma \rho q}{\delta k^2 \theta} \text{sh}(\lambda_1 \varphi). \quad (3.14)$$

$$\text{Де при проведенні спрощень було позначено } k = \sqrt{\frac{2\xi_2}{\xi_1}}, \quad \sigma = \frac{\kappa_1 q^2}{\varepsilon \gamma_1}.$$

За допомогою чисельних рішень отриманих рівнянь, базуючись на вихідних даних з експериментальної установки, було отримано графік зміни тиску вздовж гофри (рис. 3.2)

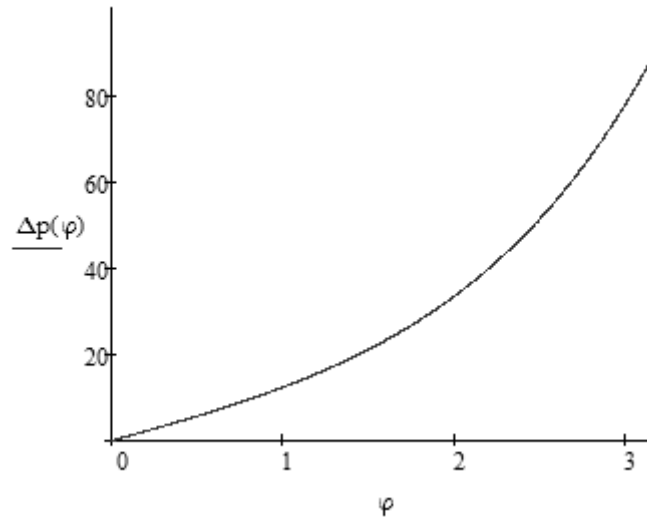


Рисунок 3.2 – Графік зміни тиску вздовж гофри.

Тобто, отримані рішення дають можливість спрогнозувати перепад тисків після кожної гофри.

Далі, з отриманого рівняння (3.12), з врахуванням аналізу розмірностей, маємо:

$$q = g\sqrt[3]{\Delta p}, \quad (3.15)$$

де g – коефіцієнт провідності.

$$g = \frac{1}{\sqrt[3]{b}} = \sqrt[3]{\frac{3\nu\gamma_1\delta}{\chi_1\rho\xi_1\varphi_1}}. \quad (3.16)$$

Для вирішення рівняння (3.10) вводимо такі умови:

$$V_r|_{\varphi=0} = 0 \Rightarrow A'(0) = 0;$$

$$\left. \frac{\partial V_r}{\partial \varphi} \right|_{\varphi=0} = 0 \Rightarrow A''(0) = 0;$$

$$V_\varphi|_{\varphi=0} = \beta q \Rightarrow A(0) = 0.$$

Отже, рішення рівняння (3.10) має вигляд:

$$A = C_1 e^{\lambda_1 \varphi} + C_2 e^{\lambda_2 \varphi} + C_3 e^{\lambda_3 \varphi} . \quad (3.17)$$

При чисельному розв'язанні отриманого рівняння виявлено, що коефіцієнт C_3 значно ($\sim 10^4$ разів) перевищує коефіцієнти C_1 та C_2 . Отже, було прийнято рішення прийняти $C_3 = 0$. При цьому приймаємо $C_1 = C_2 = \frac{\sigma}{k^2 \theta}$

Отже, маємо:

$$A(\varphi) = C(\operatorname{ch}(\lambda_1 \varphi) - 1). \quad (3.18)$$

Функція $A(\varphi)$ визначається з точністю до множника C , який залежить від профілю швидкості на вході та по довжині каналу (інтенсивності зворотних токів), і потребує уточнення експериментальним шляхом.

При цьому вирази для складових швидкості газового потоку можна представити у вигляді:

$$V_r = A(\varphi) \cdot f_2(r), \quad (3.19)$$

$$V_\varphi = \beta(r) \cdot q - A(\varphi) \cdot f_2(r) \cdot \psi_2(r) . \quad (3.20)$$

За допомогою чисельних рішень отриманих рівнянь, базуючись на вихідних даних з експериментальної установки, було отримано розподіл радіальної та тангенціальної швидкостей газового потоку по ширині каналу (рис. 3.3)

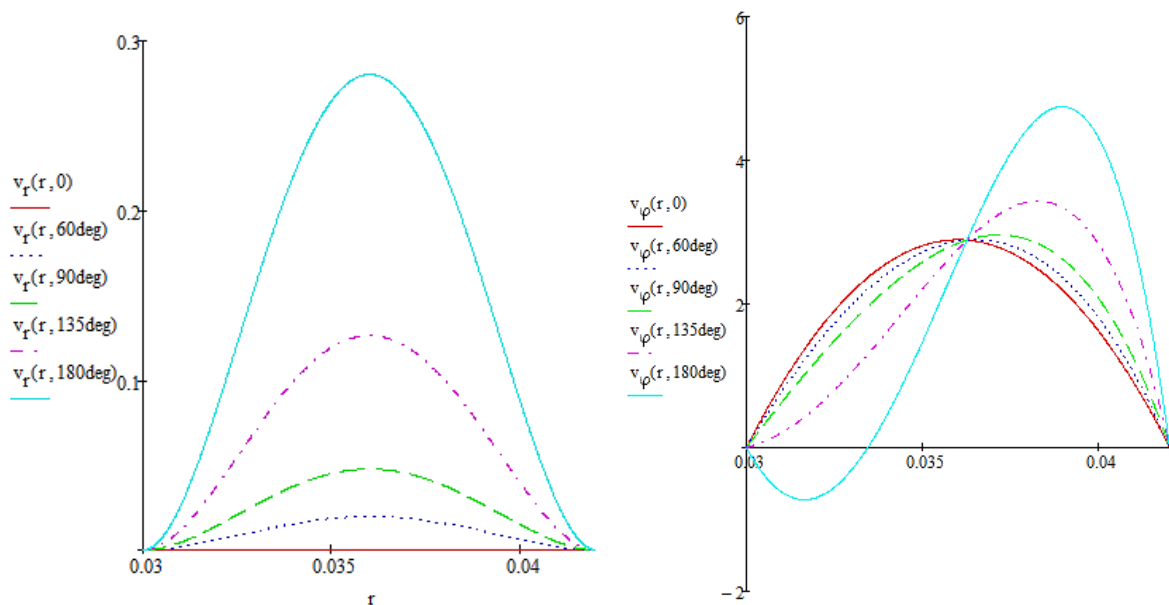


Рисунок 3.3 - Розподіл радіальної та кутової швидкостей газового потоку по ширині каналу в різних перетинах.

3.2 Математичне моделювання гідродинаміки руху крапель рідини в газовому потоці.

При математичному моделюванні гідродинаміки руху крапель рідини в газовому потоці були використані ті ж спрощення та припущення, що і для моделювання руху газового потоку, а також прийнято, що газорідинна суміш є монодисперсною, краплі мають кулясту форму та їх густина є постійною. Задачу вирішуємо як стаціонарну.

Вихідною системою рівнянь, що описують рух крапель в газовому потоці є система наведена в п.1.3.3, якщо з неї виключити складові по часу, то отримуємо:

$$\begin{cases} \frac{W_{\varphi}^2}{r} + \alpha(V_r - W_r) = 0 \\ -\frac{W_r W_{\varphi}}{r} + \alpha(V_{\varphi} - W_{\varphi}) = 0 \end{cases}, \quad (3.21)$$

де позначили $\alpha = \psi \frac{\pi \mu_r d_k}{8m}$.

З другого рівняння отриманої системи тангенціальна складова швидкості крапель:

$$W_{\varphi} = \frac{\alpha V_{\varphi}}{\alpha + \frac{W_r}{r}}, \quad (3.22)$$

і отриманий вираз підставляється в перше рівняння системи (3.21):

$$\frac{(\alpha V_{\varphi})^2}{\left(\alpha + \frac{W_r}{r}\right)^2} + \alpha(V_r - W_r) = 0. \quad (3.23)$$

При розв'язанні даного рівняння отримано два комплексно-сполучених (уявних) рішень і одне дійсне, яке має вигляд:

$$W_r^3 + (2\alpha r - V_r) \cdot W_r^2 + \alpha r(\alpha r - 2V_r) \cdot W_r - \alpha r(V_{\varphi}^2 + \alpha r V_r) = 0. \quad (3.24)$$

За допомогою чисельних рішень отриманих рівнянь, базуючись на вихідних даних з експериментальної установки, було отримано розподіл радіальної та тангенціальної швидкостей газового потоку по ширині каналу (рис. 3.4 та 3.5)

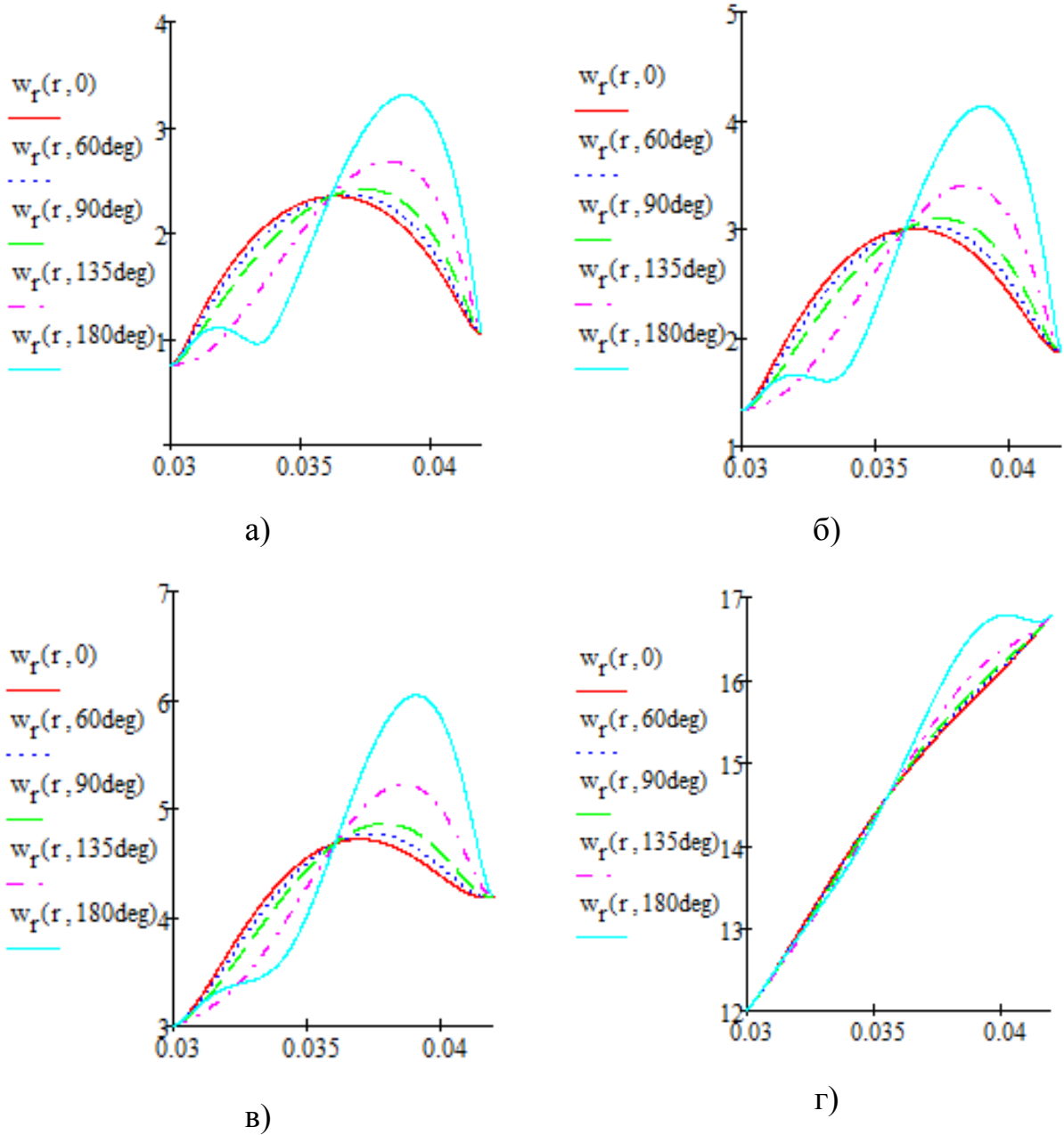


Рисунок 3.4 - Розподіл радіальної швидкості крапель рідини по ширині каналу в різних перетинах при діаметрах крапель

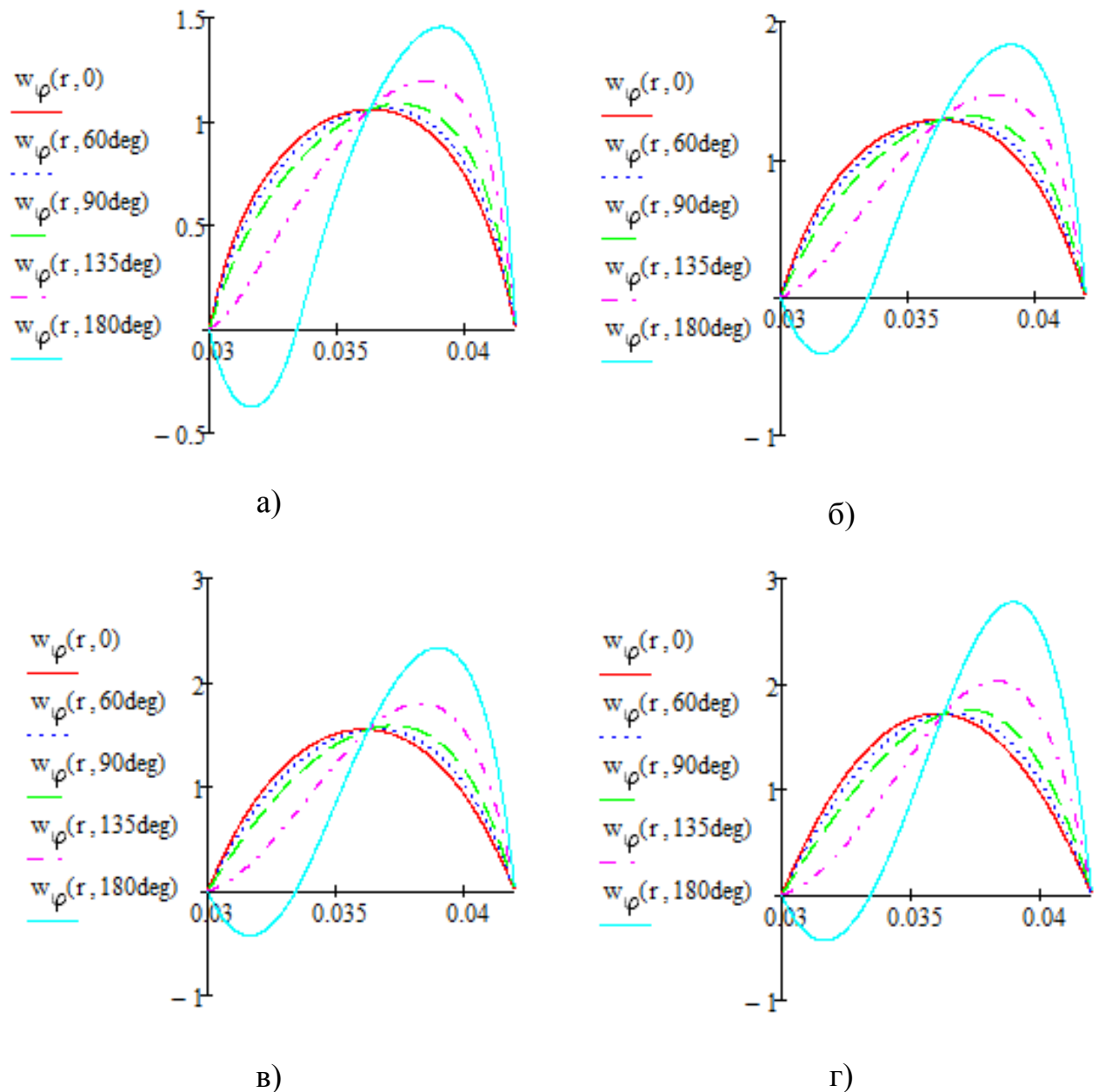


Рисунок 3.5 - Розподіл тангенціальної швидкості крапель рідини по ширині каналу в різних перетинах при діаметрах крапель

На рис. 3.4 та 3.5 видно, що біля зовнішньої стінки криволінійного каналу відбувається зміна напрямку руху газового потоку та крапель рідини, тобто в місцях западин гофр жалюзійних пластин має місце утворення вихорів. Це ж підтверджується комп'ютерними моделюваннями та експериментальними дослідженнями. Порівняння отриманих результатів наведено в п.5.1.

Також даний факт ще раз підтверджує доцільність встановлення фільтруючих елементів в западинах пластин. При чому розмір та геометрія даних елементів визначається розподілом крапель рідини по зовнішній стінці каналу, а також характером руху та взаємодії сформованої плівки рідини, що утворюється в процесі сепарації, з газовим потоком.

3.3 Визначення розподілу вловлених крапель рідини та ефективності сепарації

В загальному вигляді вирази для складових швидкості руху газу мають вид:

$$V_r = \frac{dr}{dt}, \quad (3.25)$$

$$V_\varphi = r \frac{d\varphi}{dt}. \quad (3.26)$$

Для знаходження траєкторії руху газового потоку ($r(\varphi)$) розділимо дані вирази один на одного:

$$\frac{dr}{d\varphi} = \frac{V_r \cdot r}{V_\varphi}. \quad (3.27)$$

Далі, для вирішення отриманого виразу, запишемо рад Тейлора для $r(\varphi)$:

$$r(\varphi) \approx r(\varphi_0) + \left(\frac{dr}{d\varphi} \right)_0 \cdot \Delta\varphi + \frac{1}{2} \left(\frac{d^2r}{d\varphi^2} \right)_0 \cdot \Delta\varphi^2, \quad (3.28)$$

де $\Delta\varphi$ – кутовий крок.

Рівняння (3.28) вирішується чисельно для таких значень:

$N = 1000$ – кількість кутових ділянок;

$P = 100$ – кількість розрахункових точок на кожній ділянці.

Розрахунок вівся для області значень від r_1 до r_2 та для однієї гофри, тобто $\varphi = 0 \dots \pi$.

Для побудови ліній току газового потоку був заданий та вирішений цикл:

$$R = \begin{array}{l} \text{for } i \in 0 \dots N \\ \quad \text{for } j \in 0 \dots P \\ \quad \quad \left| \begin{array}{l} R_{i,j} \leftarrow r_2 \text{ if } R_{i,j} > r_2 \\ R_{i,j} \leftarrow r_1 \text{ if } R_{i,j} < r_1 \end{array} \right. , \\ \quad R \end{array} \quad (3.29)$$

де $i = 0 \dots N$;

$j = 0 \dots P$.

Розрахункові лінії току газового потоку криволінійним каналом представлені на рис. 3.6.

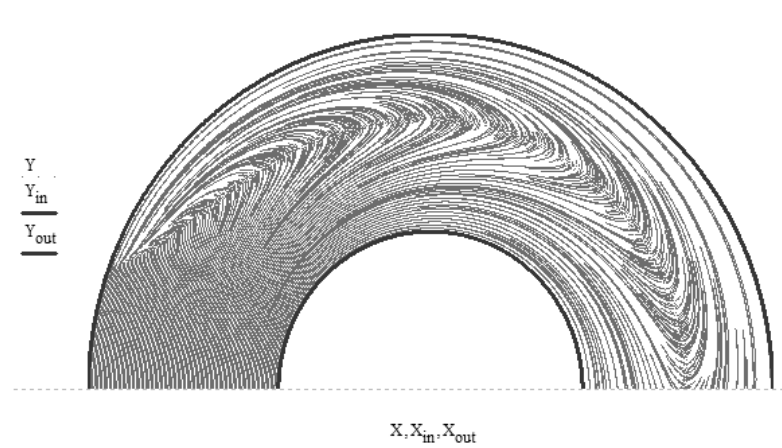


Рисунок 3.6 – Розрахункові лінії току газового потоку криволінійним каналом

Для визначення ефективності уловлення крапель рідини виходимо з припущення, що кожна точка, яка досягла зовнішньої стінки каналу (r_2) є вловленою. Тобто вирішуємо задачу, яку можна представити у вигляді циклу:

$$\text{Col}_{st} = \begin{cases} \text{Col}_{st} \leftarrow 0 \\ \text{for } j \in 0 \dots P \\ \text{Col}_{st} \leftarrow \text{Col}_{st} + 1 \text{ if } \text{Col}_j > 0 \\ \text{Col}_{st} \end{cases} \quad (3.30)$$

де Col_{st} – кількість розрахункових точок, які досягли зовнішньої стінки каналу.

В результаті вирішення даного циклу, отримуємо такий розподіл вловлених точок по зовнішній стінці гофри (рис.3.7):

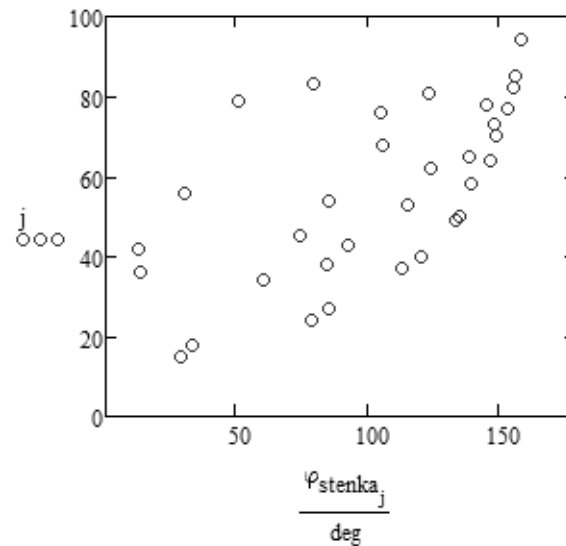


Рисунок 3.7 - Розподіл вловлених точок по зовнішній стінці гофри

При цьому ефективність сепарації на першій гофрі каналу становить:

$$\frac{Col_{st}}{P} \cdot 100 = 33\% . \quad (3.31)$$

Тобто можна помітити, що краплі рідини уловлюються по всій довжині гофри, але найбільша їх концентрація все ж є в місці западини каналу. Для визначення необхідного місця розташування фільтруючого елементу та його геометричних розмірів, вирішуємо статистичну задачу, яку можна представити у вигляді циклу:

$$d = \begin{array}{|l} \text{for } t \in 0 \dots \frac{180}{\Delta\varphi} - 1 \\ \quad d_t \leftarrow 0 \\ \quad \text{for } j \in 0 \dots P \\ \quad \quad d_t \leftarrow d_t + 1 \text{ if } \Delta\varphi \cdot t < \frac{\varphi_{st_j}}{\text{deg}} \leq \Delta\varphi(t+1) \end{array} , \quad (3.32)$$

де d – кількість вловлених точок на кроці t ;
 t – крок розрахунку;
 $\Delta\varphi = 30^\circ$ – кутовий крок розрахунку.

В підсумку отримуємо розподіл вловлених частинок на кожній ділянці гофри (рис.3.8):

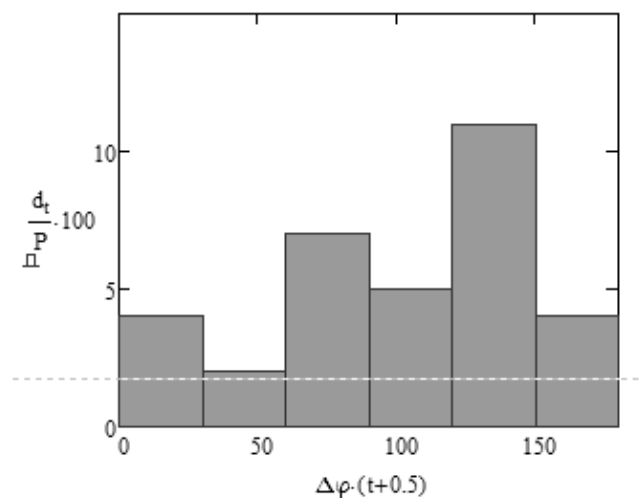


Рисунок 3.8 - Розподіл вловлених частинок на кожній ділянці гофри

Тобто, можна зробити висновок, що найбільша кількість частинок рідини уловлюється на ділянці від 80° до 150° (для першої гофри).

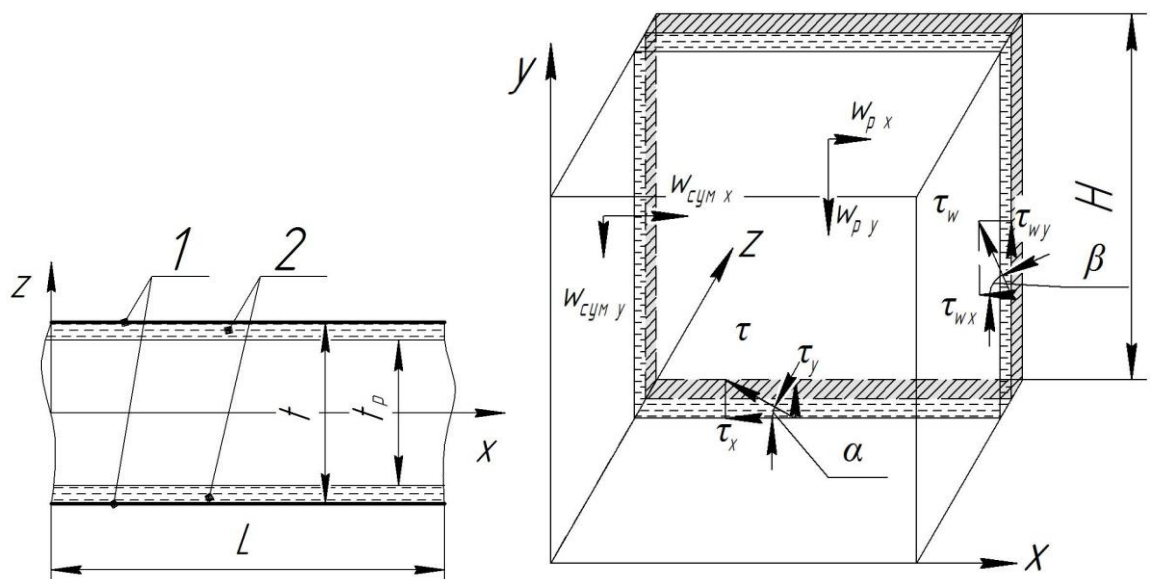
Отже, для криволінійного каналу, що складається з напівкільцевих гофр, для мінімізації зриву вловленої плівки рідини, доцільним є використання фільтруючого елементу, який необхідно встановити в місцях западин гофр, тобто на ділянках максимального скупчення уловлених краплин.

Для знаходження розподілів складових швидкостей газового та рідинного потоків, траєкторій руху та ефективностей уловлення крапель рідини на кожній наступній гофрі, необхідно вирішувати ітераційну задачу, використовуючи представлені рівняння.

3.4 Математичне моделювання взаємодії вловленої плівки рідини та газорідинного потоку

Як зазначалося вище (п. 3.3), краплі рідини уловлюються по всій довжині криволінійного каналу, але найбільша ймовірність зриву крапель рідини з поверхні стікаючої плівки є на вихідних прямолінійних ділянках гофр (рис.3.9).

При цьому газорідинна суміш на цій ділянці має дві складові швидкості тангенціальну $w_{\text{сум } x}$ та аксіальну $w_{\text{сум } y}$. Утворена плівка рідини, що тече по стінках каналу, під дією сил тяжіння та міжфазного тертя з газовим потоком, отримує осьову w_{py} та тангенціальну w_{px} швидкості.



1 – стінки каналу, 2 – плівка рідини

Рисунок 3.9 – Схема взаємодії газорідинного потоку і плівки рідини, та основні розміри

Для побудови математичної моделі взаємодії вловленої плівки рідини та газорідинного потоку приймаються такі спрощення та припущення:

- процес ізотермічний;
- рух плівки рідини стаціонарний;

- плівка рідини утворюється на обох стінках каналу та постійна за товщиною;
- при визначенні швидкості плівки розглядаємо середній перетин ділянки;
- на прямолінійних ділянках каналу з газорідного потоку в плівку переходять краплі найменшого розміру;
- $\tau = \text{const}$, $\tau_w = \text{const}$, $\alpha = \text{const}$ та $\beta = \text{const}$.

Із визначення концентрації знаходиться її величина для рідини:

$$1 - \varphi = \frac{L \cdot (t - t_p)}{L \cdot t}, \quad (3.33)$$

звідки маємо

$$t_p = t \cdot \varphi, \quad (3.34)$$

де φ – концентрація суцільної фази;

L – довжина прямолінійної ділянки, м;

t – ширина каналу, м;

t_p – відстань від плівки до плівки на різних стінках каналу, м.

Витрати газорідної суміші в каналі і рідини в плівці пов'язані співвідношенням:

$$G = L \cdot t \cdot w_{\text{сум}} \cdot \rho_{\text{сум}} + L \cdot (t - t_p) \cdot w_p \cdot \rho_p, \quad (3.35)$$

де $\rho_{\text{сум}} = \rho_r \varphi + \rho_{\text{кр}} (1 - \varphi)$ – густина газорідної суміші, кг/м^3

ρ_p – густина рідини в плівці, кг/м^3 ;

$\rho_{\text{кр}}$ – густина крапель рідини, кг/м^3 .

Рух суміші має турбулентний характер. Тоді в якості вирішення зовнішньої задачі використовується закон Блазіуса для міжфазного тертя. Рухлива межа потоку врахується, використовуючи вираз сили тертя через відносну швидкість на міжфазній поверхні [110, 111].

$$\tau = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{Re}} \frac{\rho_{\text{сум}} w_{\text{сум}}^2}{8}, \quad (3.36)$$

де $Re = w_{\text{сум}} d_{\text{екв}}^{\Gamma} \rho_{\text{сум}} / \mu_{\Gamma}$ – число Рейнольдса;

$$d_{\text{екв}}^{\Gamma} = \frac{4S_{\Gamma}}{\Pi_{\Gamma}} = \frac{2H(t - t_p)}{H + t_p} - \text{гидравлічний діаметр, м.}$$

3.4.1 Визначення швидкості руху плівки рідини

Для ламінарного потоку рідини сила тяжіння значно перевершує тертя на міжфазній поверхні, тому отримаємо наближений вираз $\frac{dP_{\text{сум}}}{dy} = \frac{dP_p}{dy} = \rho_{\text{сум}} g$ і, тоді математичне формулювання задачі для стікаючої плівки у декартовій системі координат запишеться у вигляді:

$$\begin{cases} \mu_p \frac{d^2 w_p}{dz^2} = g(\rho_{\text{сум}} - \rho_p) = -g\varphi(\rho_p - \rho_{\Gamma}); \\ \tau|_{z=\frac{t_p}{2}} = \mu_p \left(\frac{dw_p}{dz} \right) \Big|_{z=\frac{t_p}{2}}; \\ w_p \Big|_{z=\frac{t}{2}} = 0. \end{cases} \quad (3.37)$$

де граничні умови визначають тертя на поверхні плівки, отримане з рішення зовнішньої задачі, і умову прилипання рідини на стінці каналу.

Рішення крайової задачі (3.37) дає швидкість рідини в плівці:

$$w_p(z) = \frac{\tau}{\mu_p} \left(z - \frac{t}{2} \right) - \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{2\mu_p} \left(z - \frac{t}{2} \right) \left(z - t_p + \frac{t}{2} \right), \quad (3.38)$$

тоді швидкість рідини на поверхні плівки запишеться у вигляді

$$w_{pl} = \frac{\tau}{\mu_p} \left(\frac{t_p}{2} - \frac{t}{2} \right) - \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{2\mu_p} \left(\frac{t_p \cdot t}{2} - \frac{t_p^2}{4} - \frac{t^2}{4} \right). \quad (3.39)$$

Середня швидкість рідини визначається виразом:

$$w_p^{ср} = \frac{2}{t - t_p} \int_{t_p/2}^{t/2} w_p dz. \quad (3.40)$$

Тобто, отримуємо:

$$w_p^{ср} = \frac{\tau}{4\mu_p} (t - t_p) + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{12\mu_p} (t - t_p)^2. \quad (3.41)$$

Тертя на стінці каналу знаходиться відповідно до закону Ньютона:

$$\tau_w = \mu_p \frac{dw_p(z)}{dz}, \quad (3.42)$$

$$\tau_w = \tau - \frac{1}{2} g \cdot \varphi \cdot (\rho_p - \rho_r) \cdot (t - t_p). \quad (3.43)$$

Визначення числа Re для плівки рідини.

Критерій Рейнольдса визначається за формулою:

$$\text{Re}_p = \frac{w_p^{\text{cep}} d_{\text{екв}}^p}{H \cdot \nu_p}, \quad (3.44)$$

де $d_{\text{екв}}^p = \frac{4S_p}{\Pi_p}$ - гідравлічний діаметр стікаючої плівки рідини, м;

ν_p - кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини, $\text{м}^2/\text{с}$.

Гідравлічний діаметр стікаючої плівки рідини:

$$d_{\text{екв}}^p = \frac{4H(t - t_p)}{4H + 2(t - t_p)} = \frac{t - t_p}{1 + \frac{t - t_p}{2H}} \approx t - t_p. \quad (3.45)$$

Отже,

$$\text{Re}_p = \frac{w_p^{\text{cep}} (t - t_p)}{H \cdot \nu_p}, \quad (3.46)$$

або маємо:

$$\text{Re}_p = \frac{\tau}{4\mu_p \cdot \nu_p \cdot H} (t - t_p)^2 + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{12\mu_p \cdot \nu_p \cdot H} (t - t_p)^3. \quad (3.47)$$

3.4.2 Визначення кутів руху газорідинного потоку і плівки вловленої рідини

Розглянемо сили, що діють на газовий потік та складемо балансові рівняння по осям.

Вісь Х. В напрямку осі на газовий потік діє перепад тисків, в протилежному напрямі – тангенціальна складова поверхневої сили тертя. Отже, балансове рівняння має вигляд:

$$dP_{\text{сум}} \cdot dy \cdot t_p = 2 \cdot \tau_x \cdot dy \cdot dx, \quad (3.48)$$

$$dP_{\text{сум}} \cdot dy \cdot t_p = 2 \cdot \tau \cdot \cos \alpha \cdot dy \cdot dx, \quad (3.49)$$

$$\frac{dP_{\text{сум}}}{dx} = \frac{2 \cdot \tau \cdot \cos \alpha}{t_p}, \quad (3.50)$$

або

$$\frac{P''_{\text{сум}} - P'_{\text{сум}}}{L} = \frac{2 \cdot \tau \cdot \cos \alpha}{t_p}, \quad (3.51)$$

де $P'_{\text{сум}}, P''_{\text{сум}}$ - тиск на вході та на виході з прямолінійної ділянки каналу, МПа;

L та H – довжина та висота прямолінійної ділянки каналу, м.

Вісь У. В напрямку осі на газорідинну суміш діє аксіальна складова поверхневої сили тертя, в протилежному напрямі – сила тяжіння. Отже, балансове рівняння має вигляд:

$$2 \cdot \tau_y \cdot dy \cdot dx = g \cdot \rho_{\text{сум}} \cdot dy \cdot t_p \cdot dx, \quad (3.52)$$

$$2 \cdot \tau \cdot \sin \alpha \cdot dy \cdot dx = g \cdot \rho_{\text{сум}} \cdot dy \cdot t_p \cdot dx, \quad (3.53)$$

Звідки

$$2 \cdot \tau \cdot \sin \alpha = g \cdot \rho_{\text{сум}} \cdot t_p, \quad (3.54)$$

де g – прискорення вільно падіння, м/с^2 .

Розглянемо сили, що діють на плівку рідини та складемо балансові рівняння по осям.

Вісь Х. В напрямку осі на плівку діє перепад тисків, в протилежному напрямі – тангенціальні складові поверхневих сил тертя на між фазній поверхні та на стінці каналу. Отже, балансове рівняння має вигляд:

$$dP_p \cdot dy \cdot (t - t_p) = 2 \cdot \tau_x \cdot dy \cdot dx + 2 \cdot \tau_{wx} \cdot dy \cdot dx, \quad (3.55)$$

$$dP_p \cdot dy \cdot (t - t_p) = 2 \cdot \tau \cdot \cos \alpha \cdot dy \cdot dx + 2 \cdot \tau_w \cdot \cos \beta \cdot dy \cdot dx, \quad (3.56)$$

$$\frac{dP_p}{dx} = \frac{2\tau \cos \alpha}{t - t_p} + \frac{2\tau_w \cos \beta}{t - t_p}, \quad (3.57)$$

або

$$\frac{P_p'' - P_p'}{L} = \frac{2\tau \cos \alpha}{t - t_p} + \frac{2\tau_w \cos \beta}{t - t_p}, \quad (3.58)$$

де P_p', P_p'' - тиск на вході та на виході з прямолінійної ділянки каналу, МПа;

Вісь У. В напрямку осі на плівку діють осьові складові поверхневих сил тертя на між фазній поверхні та на стінці каналу, в протилежному напрямі – сила тяжіння. Отже, балансове рівняння має вигляд:

$$2 \cdot \tau_y \cdot dy \cdot dx + 2 \cdot \tau_{wy} \cdot dy \cdot dx = g \cdot \rho_p \cdot dy \cdot dx \cdot (t - t_p), \quad (3.59)$$

$$2 \cdot \tau \cdot \sin \alpha \cdot dy \cdot dx + 2 \cdot \tau_w \cdot \sin \beta \cdot dy \cdot dx = g \cdot \rho_p \cdot dy \cdot dx \cdot (t - t_p), \quad (3.60)$$

Звідки

$$2\tau \cdot \sin \alpha = g \cdot \rho_p \cdot (t - t_p) - 2\tau_w \cdot \sin \beta. \quad (3.61)$$

Оскільки система знаходиться в рівновазі, праві частини балансових рівнянь по кожній з осей прирівнюються. Тоді, після деяких перетворень балансових рівнянь для сил, що діють на об'єм газорідинної суміші та плівки, отримуються наступні вирази:

По осі Х:

$$\frac{2\tau \cos \alpha}{t_p} - \frac{2\tau \cos \alpha}{t - t_p} = \frac{2\tau_w \cos \beta}{t - t_p}, \quad (3.62)$$

$$\cos \alpha = \frac{2 \cdot \tau_w \cdot \cos \beta}{(t - t_p) \left[\frac{2\tau}{t_p} - \frac{2\tau}{t - t_p} \right]}. \quad (3.63)$$

По осі У:

$$\sin \beta = \frac{2g \cdot \rho_p \cdot \left(\frac{t}{2} - \frac{t_p}{2} \right) - \rho_{\text{сум}} \cdot g \cdot t_p}{2(-\tau_w)}. \quad (3.64)$$

3.4.3 Умова застосовності теорії та аналіз моделі

При протіканні процесу інерційно-фільтруючої сепарації витрата рідини в плівці не може бути від'ємною, тобто критична межа процесу $Q_p = 0$.

Знайдемо витрату рідини:

$$Q_p = w_p^{\text{сеп}} \cdot S_p = \frac{\tau H}{4\mu_p} (t - t_p)^2 + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)H}{12\mu_p} (t - t_p)^3. \quad (3.65)$$

Враховуючи критичну умову можна записати:

$$\frac{\tau H}{4\mu_p} (t - t_p)^2 = -\frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)H}{12\mu_p} (t - t_p)^3. \quad (3.66)$$

Звідки:

$$\tau_{\text{кр}} = \frac{1}{3} g\varphi(\rho_r - \rho_p)(t - t_p). \quad (3.67)$$

Отже,

$$\frac{0,3164}{\sqrt[4]{\text{Re}}} \frac{\rho_{\text{сум}} w_{\text{відн}}^2}{8} \geq \frac{1}{3} g\varphi(\rho_r - \rho_p)(t - t_p). \quad (3.68)$$

Звідки знаходимо умову:

$$w_{\text{відн}} \geq \sqrt{\frac{8,43 \cdot \text{Re}^{0,25} \cdot g \varphi(\rho_p - \rho_r)(t - t_p)}{\rho_{\text{сум}}}}. \quad (3.69)$$

Аналіз отриманих залежностей показує, що вирішення поставлених завдань зводиться до ітераційної задачі і оптимізаційного оцінювання та розрахунків взаємодії потоків в сепараційному просторі інерційно-фільтруючого сепаратора.

Враховуючи, що швидкість руху плівки рідини не може бути меншою 0, тобто $w_{pl} \geq 0$, то можемо знайти мінімальне значення сили тертя на міжфазній поверхні:

$$\tau \geq \frac{g \cdot \rho_{\text{сум}} \cdot t_p}{2}. \quad (3.70)$$

Прирівнюючи обидва вирази для сили тертя на міжфазній поверхні, знаходимо вираз для визначення коефіцієнту тертя:

$$\zeta \geq \frac{w_{\text{відн}}^2}{4g \cdot t_p} = \frac{(w_c - w_{pl})^2}{4g \cdot t_p}, \quad (3.71)$$

що, в свою чергу, дозволяє знайти мінімальне значення відносної швидкості руху потоків:

$$w_{\text{відн}} \geq \sqrt{2g \cdot t_p}. \quad (3.72)$$

Мінімальне значення сили тертя на стінці каналу спостерігається у випадку, коли плівка не заволікається газовим потоком і стікає вертикально вниз. Отже, для його визначення приймаємо $\sin\beta=1$, і перетворюючи вираз (3.72), отримуємо:

$$\tau_w \geq \frac{\rho_c \cdot g \cdot t_p - 2\rho_p \cdot g \left(\frac{t}{2} - \frac{t_p}{2} \right)}{2}. \quad (3.73)$$

Даний вираз дозволяє оцінити правильність та адекватність отриманої математичної моделі взаємодії вловленої плівки рідини та газового потоку в інерційно-фільтруючому сепараторі. Підставляючи вираз (3.73) в рівняння (3.70), знаходимо ще один варіант знаходження мінімального значення сили тертя на міжфазній поверхні потоків. Чисельне рішення отриманих виразів і є оцінкою адекватності моделі у першому наближенні.

Тобто, подальший розвиток представленої математичної моделі, повинен бути направлений на чисельне вирішення отриманих залежностей для основних показників взаємодії вловленої плівки рідини та газорідинного потоку, та порівняння отриманих значень з результатами експериментальних досліджень та довідковими даними. В свою чергу, це дозволить проводити роботи по оптимізації режимних параметрів роботи системи, а також конструктивного оформлення сепараційних та фільтруючих секцій інерційно-фільтруючого сепаратора.

Проведені спроби чисельних розрахунків показують, що розроблена математична модель взаємодії вловленої плівки рідини та газового потоку дає правильні результати, що підтверджуються експериментальними дослідженнями, але через прийняту велику кількість спрощень та припущень, деякі дані отримуються завищені. Для подальшого розвитку та вдосконалення представленої моделі необхідно вирішувати нестационарну задачу течії плівки рідини.

3.5 Математичне моделювання супутнього теплообміну при інерційно-фільтруючій сепарації - конденсацією

При протіканні процесів інерційно-фільтруючого сепарації зі зміною термодинамічних параметрів газорідинної системи, тобто коли газодисперсна суміш рухається біля більш холодної стінки, в потоці газу відбувається два самостійних процеси: конденсація пари та теплообмін.

3.5.1 Визначення кількості рідини, що утворюється в процесі сепарації конденсацією

Однією з основною задач при моделюванні є визначення кількості рідкої фази, що конденсується. Як було сказано в п.1.3.1, утворення рідкої фази конденсацією парів важких вуглеводнів починається при умові перевищення величини пересичення пари критичного значення, тобто коли виконується нерівність $s > s_{кр}$. Використовуючи формули для тепло- та масопередачі, знаходимо кількість речовини, що передається:

$$G_n = \frac{GM_n p}{MP}, \quad (3.74)$$

де G – масова кількість газової суміші;

M_n – молекулярна маса пароподібної речовини;

M – середня молекулярна маса газової суміші;

P – загальний тиск.

З рівняння (3.74) слідує:

$$\frac{G}{M} = \frac{G_H p}{M_H (P - p)}, \quad (3.75)$$

а отже:

$$G_n = \frac{G_H M_n p}{M_H (P - p)}, \quad (3.76)$$

де G_H – кількість газу, що не конденсується;

M_H – молекулярна маса газу, що не конденсується.

Після диференціювання рівняння (3.76), отримуємо:

$$dG_n = \frac{G_H M_n P dp}{M_H (P - p)^2}. \quad (3.77)$$

Кількість тепла, що передається, може бути виражена рівнянням:

$$dQ = G_n c dT = \frac{G_H P M c}{M_H (P - p)} dT, \quad (3.78)$$

де c – теплоємність газової суміші.

Отже, враховуючи отримані рівняння, можна записати:

$$\frac{dp}{dT} = \frac{M c (P - p)}{M_n} \cdot \frac{\beta_p}{\alpha} \cdot \frac{p - p_2}{T - T_2}. \quad (3.79)$$

Якщо позначити:

$$\delta = \frac{M c (P - p)}{M_n} \cdot \frac{\beta_p}{\alpha}. \quad (3.80)$$

Тоді отримуємо:

$$\frac{dp}{dT} = \delta \cdot \frac{p - p_2}{T - T_2}. \quad (3.81)$$

При протіканні процесів інерційно-фільтруючої сепарації конденсацією, температуру охолоджуючої рідини можна прийняти постійною, тобто температура конденсації постійна, а отже тиск пари біля поверхні конденсації також постійний.

Після інтегрування рівняння (3.81) в межах від p_1 до p та від T_1 до T отримуємо тиск пари в газовій суміші:

$$p = \left(\frac{T - T_2}{T_1 - T_2} \right)^\delta (p_1 - p_2) + p_2. \quad (3.82)$$

Враховуючи рівняння (1.28) та розділяючи рівняння (3.82) на тиск насиченої пари (при температурі газу T), отримуємо рівняння для визначення пересичення пари:

$$S = \left(\frac{T - T_2}{T_1 - T_2} \right)^\delta \frac{p_1 - p_2}{p_H} + \frac{p_2}{p_H}, \quad (3.83)$$

де S – пересичення пари в кінці процесу;
 T – температура газової суміші в кінці процесу;
 T_1 – температура газової суміші на початку процесу;
 T_2 – температура поверхні конденсації;
 p_1 – тиск пари в газовій суміші на початку процесу;
 p_2 – тиск пари біля поверхні конденсації;
 p_H – тиск насиченої пари.

Як можна помітити з рівняння (3.83), функціональна залежність $S=f(T)$ має максимум [74], тобто існує така температура за якої пересичення, що виникає в процесі конденсації на поверхні, досягає максимального значення.

Підставивши значення p_H з рівняння (1.28) в рівняння (3.83) отримали [74]:

$$\frac{\partial T^2}{E(T-T_2)} - \frac{p_2}{p_1 - p_2} \left(\frac{T_1 - T_2}{T - T_2} \right)^\delta - 1 = 0, \quad (3.84)$$

де T – температура газової суміші в області максимального пересичення пари.

Масова концентрація туману, що утворюється при конденсації парів на поверхні, визначається за рівнянням:

$$G_{y.n.} = \frac{Mp_H}{RT} (S - 1). \quad (3.85)$$

Підставляючи в це рівняння вираз для пересичення (3.83), отримуємо:

$$G_{y.n.} = \frac{M}{RT} \left[\left(\frac{T - T_2}{T_1 - T_2} \right)^\delta (p_1 - p_2) + p_2 - p_H \right]. \quad (3.86)$$

При протіканні процесу конденсації на поверхнях стінок сепараційного каналу, пересичення значно знижується за рахунок теплоти конденсації. При цьому температура поверхонь стінок підвищується та стає вищою за температуру газової суміші. За рахунок цього відбувається процес відводу тепла від поверхні стінки каналу, що забезпечує можливість подальшої конденсації пари на ній.

3.5.2 Розв'язання задачі конвективного теплообміну плівки рідини

При розгляді процесу теплообміну при інерційно-фільтруючій сепарації, враховуючи турбулентний режим течії газорідного потоку та ламінарний режим стікання плівки, приймаємо, що термічний спротив газорідної суміші набагато менший, ніж термічний спротив плівки конденсату на стінках каналу, а тому на границі розділу фаз встановлюється температура насичення, що дорівнює температурі насичення пари в ядрі потоку.

Розрахункова схема для моделювання представлена на рис. 3.10

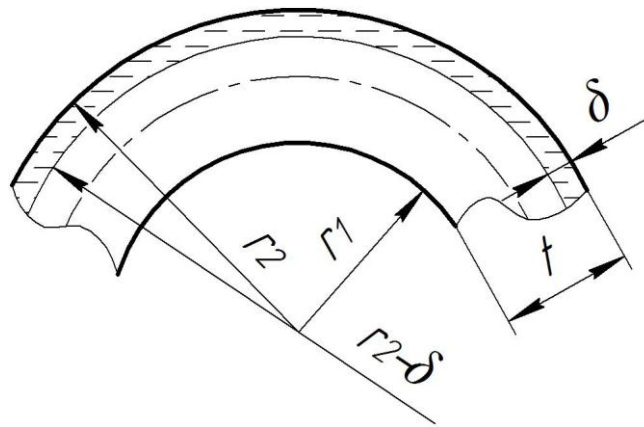


Рисунок 3.10 – Розрахункова схема для розв'язання задачі конвективного теплообміну

Таким чином, рівняння теплопереносу та руху плівки приймають вигляд [44]:

$$a \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \varphi^2} \right) = V_{\varphi} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{V_{\varphi}}{r} \frac{\partial T}{\partial \varphi}. \quad (3.87)$$

При цьому, граничні умови взаємодії фаз на границі плівки:

$$r = r_2, T = T_{\text{ст}} = \text{const};$$

$$r = r_2, \lambda \partial T / \partial r = \alpha (T_{\text{ст}} - T_{\text{гр}});$$

$$r = r_{\text{гр}}, T = T_{\text{гр}} (r_{\text{гр}} = r_2 - \delta).$$

Також приймається, що закон розподілу температури по товщині плівки апроксимується квадратичним поліномом:

$$T = a + br + cr^2. \quad (3.88)$$

При цьому можемо записати таку систему рівнянь:

$$\begin{cases} T(r_2) = a + br_2 + cr_2^2 = T_{\text{ст}} \\ T'(r_2) = b + 2cr_2 = -\frac{\alpha}{\lambda} (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}) \\ T(r_2 - \delta) = a + b(r_2 - \delta) + c(r_2 - \delta)^2 = T_{\text{гр}} \end{cases} \quad (3.89)$$

А, використовуючи рівняння (3.87), маємо:

$$\begin{cases} a = \left[\frac{\delta^2 - r_2^2}{\delta^2} + \frac{\alpha(r_2^2 - \delta r_2)}{\delta \lambda} \right] T_{\text{ст}} + \left[\frac{r_2^2}{\delta^2} + \frac{\alpha(r_2^2 - \delta r_2)}{\delta \lambda} \right] T_{\text{гр}} \\ b = \left[\frac{2r_2}{\delta^2} + \frac{\alpha(\delta - 2r_2)}{\delta \lambda} \right] T_{\text{ст}} - \left[\frac{2r_2}{\delta^2} + \frac{\alpha(\delta - 2r_2)}{\delta \lambda} \right] T_{\text{гр}} \\ c = \left(\frac{\alpha}{\delta \lambda} - \frac{1}{\delta^2} \right) T_{\text{ст}} + \left(\frac{1}{\delta^2} - \frac{\alpha}{\delta \lambda} \right) T_{\text{гр}} \end{cases} \quad (3.90)$$

Для спрощення отриманих рівнянь, позначено: $K_1 = \frac{r_2^2}{\delta^2} + \frac{\alpha(r_2^2 - \delta r_2)}{\delta \lambda}$,

$$K_2 = \frac{2r_2}{\delta^2} + \frac{\alpha(\delta - 2r_2)}{\delta \lambda}, \quad K_3 = \frac{1}{\delta^2} - \frac{\alpha}{\delta \lambda}, \quad \text{тобто:}$$

$$\begin{cases} a = K_1 T_{\text{ст}} + (1 - K_1) T_{\text{гр}} \\ b = -K_2 (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}) \\ c = K_3 (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}) \end{cases} \quad (3.91)$$

Слід зауважити, що параметри $T_{\text{гр}}$, a , b , c , K_1 , K_2 , K_3 є функціями кута φ .

Далі, отримані рівняння підставляються в рівняння (3.88), а після спрощень маємо:

$$T(r, \varphi) = T_{\text{ст}} + (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}). \quad (3.92)$$

Для отримання складових рівняння (3.87) диференціюється функцію температури T (3.92) по r та по φ :

$$\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} = 2K_3 (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}), \quad (3.93)$$

$$\frac{\partial T}{\partial r} = (-K_2 + 2K_3 r) (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}), \quad (3.94)$$

$$\frac{\partial^2 T}{\partial \varphi} = (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) T_{\text{гр}}'', \quad (3.95)$$

$$\frac{\partial T}{\partial \varphi} = (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) T_{\text{гр}}'. \quad (3.96)$$

І отримані рівняння підставляються в (3.87)

$$a \left[2K_3(T_{rp} - T_{ct}) + \frac{1}{r}(-K_2 + 2K_3r)(T_{rp} - T_{ct}) + \frac{1}{r^2}(K_1 - K_2r + K_3r^2)T_{rp}'' \right] = \quad (3.97)$$

$$= \alpha f(-K_2 + 2K_3r)(T_{rp} - T_{ct}) + \frac{\beta q + Af\psi}{r}(K_1 - K_2r + K_3r^2)T_{rp}'$$

Домножаючи отримане рівняння на r та осереднюючи його по товщині плівки, з урахуванням $i=2$ [49] отримаємо:

$$a \left[\int_{r_2-\delta}^{r_2} 2rK_3(T_{rp} - T_{ct})dr + \int_{r_2-\delta}^{r_2} (-K_2 + 2K_3r)(T_{rp} - T_{ct})dr + \int_{r_2-\delta}^{r_2} \frac{1}{r}(K_1 - K_2r + K_3r^2)T_{rp}''dr \right] = \quad (3.98)$$

$$= \int_{r_2-\delta}^{r_2} r\alpha f(-K_2 + 2K_3r)(T_{rp} - T_{ct})dr + \int_{r_2-\delta}^{r_2} \beta q(K_1 - K_2r + K_3r^2)T_{rp}'dr + \int_{r_2-\delta}^{r_2} Af\psi(K_1 - K_2r + K_3r^2)T_{rp}'dr$$

Інтеграли i_1, i_2, \dots, i_6 визначаються з точністю до членів першого порядку малості δ^1 :

$$\begin{cases} i_1 = 2\delta r_2 K_3 (T_{rp} - T_{ct}) \\ i_2 = -\delta (K_2 - 2K_3 r_2) (T_{rp} - T_{ct}) \\ i_3 = \frac{\delta}{r_2} (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) T_{rp}'' \\ i_4 = -\frac{\alpha \delta^3 r_2 h^2}{3} (K_2 - 2K_3 r_2) (T_{rp} - T_{ct}) \\ i_5 = -\frac{3\delta^2}{h^2} (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) q T_{rp}' \\ i_6 = -A\delta^2 r_2 h^2 (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) T_{rp}' \end{cases} \quad (3.99)$$

де i_1, i_2, \dots, i_6 - доданки рівняння (3.98)

У результаті отримуємо:

$$\begin{aligned}
& a \left[2\delta r_2 K_3 (T_{\text{гп}} - T_{\text{сг}}) - \delta (K_2 - 2K_3 r_2) (T_{\text{гп}} - T_{\text{сг}}) + \frac{\delta}{r_2} (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) T_{\text{гп}}'' \right] = \\
& = -\frac{\alpha \delta^3 r_2 h^2}{3} (K_2 - 2K_3 r_2) (T_{\text{гп}} - T_{\text{сг}}) - \frac{3\delta^2}{h^2} (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) q T_{\text{гп}}' - \\
& \quad - A \delta^2 r_2 h^2 (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) T_{\text{гп}}'
\end{aligned} \quad (3.100)$$

Останнє диференціальне рівняння другого порядку відносно $T(\varphi)$ після тотожних перетворень набуває вигляду:

$$T_{\text{гп}}'' + 2a_1 T_{\text{гп}}' - a_2^2 T_{\text{гп}} = -a_2^2 T_{\text{сг}}, \quad (3.101)$$

де a_1 та a_2 – введені безрозмірні параметри:

$$\begin{cases} a_1 = \frac{\frac{3\delta^2 q}{h^2} + A\delta^2 r_2 h^2}{\delta a} r_2 \\ a_2 = \sqrt{-\frac{a[2\delta r_2 K_3 - \delta(K_2 - 2K_3 r_2)] + \frac{1}{3}\alpha\delta^3 r_2 h^2 (K_2 - 2K_3 r_2)}{\delta\alpha(K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2)}} r_2 \end{cases} \quad (3.102)$$

Загальний розв'язок однорідного рівняння

$$\bar{T}_{\text{гп}}'' + 2a_1 \bar{T}_{\text{гп}}' - a_2^2 \bar{T}_{\text{гп}} = 0, \quad (3.103)$$

має вигляд:

$$\bar{T}_{\text{гп}} = C_1 e^{\lambda_1 \varphi} + C_2 e^{\lambda_2 \varphi}, \quad (3.104)$$

де C_1, C_2 – невідомі константи інтегрування;
 λ_1, λ_2 – корені характеристичного рівняння

$$\lambda^2 + 2a_1\lambda - a_2^2 = 0. \quad (3.105)$$

Тобто:

$$\lambda_{1,2} = -a_1 \pm \sqrt{a_1^2 + a_2^2}. \quad (3.106)$$

Тоді загальний розв'язок неоднорідного рівняння (3.101) :

$$T_{\text{гр}} = T_{\text{гр}}^* + \bar{T}_{\text{гр}} = T_{\text{ст}} + C_1 e^{\lambda_1 \varphi} + C_2 e^{\lambda_2 \varphi}, \quad (3.107)$$

де $\Delta T(\varphi) = C_1 e^{\lambda_1 \varphi} + C_2 e^{\lambda_2 \varphi}$ – різниця температур границі між фазами і стінкою.

Граничні умови при цьому:

1) $\Delta T(0) = \Delta T_0 \Rightarrow C_1 + C_2 = \Delta T_0$ – умова початкового перепаду температур границі між фазами і стінкою на вході в канал;

2) $\Delta T'(0) = 0 \Rightarrow C_1 \lambda_1 + C_2 \lambda_2 = 0$ – умова відсутності початкового кутового градієнта температури між фазами.

З граничних умов знаходиться:

$$\begin{cases} C_1 = -\Delta T_0 \frac{\lambda_2}{\lambda_1 - \lambda_2} \\ C_2 = \Delta T_0 \frac{\lambda_1}{\lambda_1 - \lambda_2} \end{cases} \quad (3.108)$$

Тобто, маємо:

$$\Delta T(\varphi) = \frac{\Delta T_0}{\lambda_1 - \lambda_2} (\lambda_1 e^{\lambda_2 \varphi} - \lambda_2 e^{\lambda_1 \varphi}). \quad (3.109)$$

Поле температур $T_{\text{гр}}(r, \varphi)$ набуває вигляду:

$$T_{\text{гр}}(r, \varphi) = T_{\text{ст}} + \frac{\Delta T_0}{\lambda_1 - \lambda_2} (\lambda_1 e^{\lambda_2 \varphi} - \lambda_2 e^{\lambda_1 \varphi}). \quad (3.110)$$

Розподіл температур по товщині плівки, при розрахунку для умов проведення експериментальних досліджень, представлено на рис. 3.11:

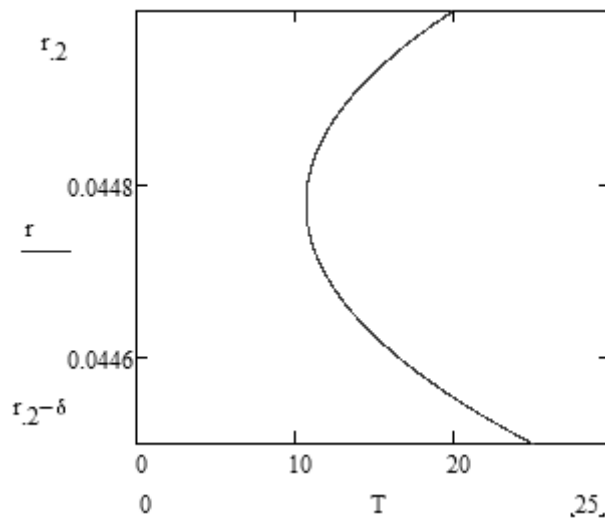


Рисунок 3.11 – Розрахунковий розподіл температур по товщині плівки

Тобто, знаючи розподіл температури в плівці, можна обирати та оптимізувати температурні режими протікання процесу, визначати необхідну температуру охолоджуючого теплоносія.

3.6 Висновки до третього розділу

1. Розроблено математичну модель гідродинаміки руху газорідного потоку криволінійними каналами інерційно-фільтруючого сепаратора. При цьому, удосконалено аналітичний розв'язок системи диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса і чисельний розв'язок стаціонарної задачі моделювання руху краплин рідини щодо складових локальних швидкостей руху суцільної фази та дисперсних частинок з визначенням потенційних зон інерційно-фільтруючої сепарації та зон вторинного унесення бризок.

2. Розроблено математичну модель взаємодії вловленої плівки рідини та газорідного потоку, яка дозволяє визначити режими та швидкість руху вловленої плівки рідини, кути під якими рухаються потоки рідини та газу інерційно-фільтруючими секціями. Визначені режими руху плівки вловленої рідини дозволяють знайти критичні швидкості руху газового потоку, при яких стає неминучим зрив крапель з поверхні плівки, а отже – вторинне унесення рідини та зниження ефективності роботи обладнання. Знання кута руху плівки рідини дає можливість для подальшої оптимізації конструктивних елементів інерційно-фільтруючих сепараторів.

2. Розроблено математичну модель супутнього теплообміну при інерційно-фільтруючій сепарації, яка дозволяє визначити кількість рідини, що утворюється в процесі сепарації конденсацією, знайти розподіл температури в плівці вловленої рідини, що дає можливість обирати та оптимізувати температурні режими протікання процесу, визначати необхідну температуру охолоджуючого теплоносія, а також дає можливість оптимізації конструкції та розмірів інерційно-фільтруючого сепаратора конденсатора.

3. Теоретичні розрахунки підтверджені результатами експериментальних досліджень, тобто розроблені математичні моделі можуть бути застосовані для розрахунку процесів інерційно-фільтруючої сепарації

Основні результати опубліковано в наступних працях [50, 51, 121].

РОЗДІЛ 4

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ НА МОДЕЛІ БЛОЧНОГО ГАЗОСЕПАРАТОРА З ІНЕРЦІЙНО- ФІЛЬТРУЮЧОЮ СЕКЦІЄЮ

4.1 Основні режимні параметри процесу.

Розглядаючи питання дослідження, оптимізації та можливості управління процесами розділення газорідних сумішей, перш за все необхідно розглянути всі основні параметри, що впливають на процес в цілому та на ефективність розділення зокрема, бо, в більшості випадків, низькі показники ефективності обладнання обумовлені відхиленням робочих режимних параметрів від їх оптимальних проектних значень.

В якості основного критерію ефективності розділення газорідних сумішей прийнято використовувати долю сепарації дисперсної фази із суцільної [11, 56]. Ступінь розділення газорідних сумішей залежить від витрати (швидкості) газу, термодинамічних умов, фізико-хімічних властивостей потоків, геометричних розмірів та, найголовніше, від дисперсності рідкої фази. Але під час проведення експериментальних досліджень, та й у реальному виробництві, з точки зору управління процесом сепарації розподіл крапель за розмірами є не зручним показником, так як контролювати витрати дисперсної фази (особливо в вихідних сумішах) дуже складно. Цей параметр є нерегульованим.

Отже, для реалізації задачі оптимізації процесу розділення газорідних сумішей, важливо проаналізувати всі регульовані параметри роботи системи та визначити їхні оптимальні значення. При роботі сепараційного обладнання такими параметрами є: температура газу t , тиск

газу P , об'ємна витрата газу V , що надходить в сепаратор, конструкція та геометричні розміри сепараційних елементів.

Зміна температури має не прямо пропорційний вплив на ступінь вилучення цільових компонентів з газорідинної суміші [66]. При зниженні температури до певного значення ступінь конденсації та вилучення інтенсивно збільшується, а при температурах нижче цього значення, швидкість конденсації знижується. Також при регулюванні значенням температури необхідно враховувати середню молекулярну масу газу, тобто чим легшим є газ тим нижча температура потрібна для досягнення точки роси та вилучення цільового компонента [112].

Зміна тиску має аналогічний вплив [66]. Так, в області низьких тисків інтенсивність конденсації змінюється навіть при незначній його зміні. Однак при подальшому зростанні тиску інтенсивність конденсації зменшується.

Отже, існують певні оптимальні області значень режимних параметрів процесу, при яких можна досягти максимальної ефективності сепарації газоконденсатної системи. З цього випливає, що для управління та оптимізації процесів інерційно-фільтруючої сепарації, необхідно вміти комплексно контролювати та регулювати параметри, які безпосередньо впливають на ефективність.

Також на ефективність сепарації суттєвий вплив мають конструктивні особливості та геометричні розміри сепараційних пристроїв. При проектуванні інерційно-фільтруючих сепараторів необхідно враховувати, що при не великих радіусах кривизни гофр на жалюзійних пластинах ефективність сепарації висока, але при цьому також велика ймовірність зриву вловленої плівки рідини і вторинного бризковинесення. Якщо радіус гофр досить великий, то зрив вловленої плівки мінімізується, але ефективність уловлювання крапель рідини також невисока. Зміна кроку встановлення жалюзійних пластин впливає головним чином на швидкість руху газокраплинного потоку сепараційними секціями. Зменшення ширини каналів призводить до збільшення швидкості руху газу сепараційними

каналами, тобто до збільшення інерційних сил, що діють на дисперсні частинки, що збільшує ефективність сепарації. Але при перевищенні деякого критичного значення швидкості починається зрив вловленої плівки рідини та вторинне бризковинесення, тобто різке зниження ефективності процесу.

Зміна витрати газової суміші також впливає на зміну швидкості руху газу сепараційними пристроями, а отже на можливість вторинного бризковинесення та ефективність процесу розділення в цілому.

Взагалі втрати цінної сировини через парове і краплинне винесеться, наприклад, вуглеводнів є істотною проблемою технології сепарації. Зменшення крапельного винесення дозволяє добувати додатково десятки тисяч тон газового конденсату на рік, при цьому зростає рентабельність розробки газоконденсатних родовищ.

Таким чином, важливим моментом інтенсифікації технології сепарації є вдосконалення конструкцій сепараторів, зокрема модифікація краплеуловлюючих елементів і коагуляторів аерозолі з метою зменшення крапельного виносу рідини. Ефективність роботи тієї або іншої конструкції сепаратора надійно визначається тільки експериментальним шляхом [113].

Під час експериментальних досліджень гідродинаміки та ефективності роботи інерційно-фільтруючих сепараторів, а також структури плівки вловленої рідини та її взаємодії з газовим потоком на моделі блочного сепаратора, було проведено декілька серій експериментів при різних співвідношеннях основних режимних параметрів, що дало можливість порівняння та визначення оптимальних значень для даного експериментально стенду, а також узагальнення та видачу рекомендацій з оптимальними режимами роботи реального технологічного обладнання.

4.2 Аналіз впливу гідродинамічних процесів на ефективність роботи інерційно-фільтруючих сепараторів.

4.2.1 Визначення гідравлічного опору

Досліджені режимні параметри процесу сепарації газорідинних сумішей наведені в табл. 4.1 та 4.2.

Таблиця 4.1 - Режимні параметри дослідження процесу сепарації газорідинних сумішей (серія 1)

№ п.п.	Витрата газу V , $\text{м}^3/\text{с}$	Витрата рідини L , $\text{м}^3/\text{с}$	Питома витрата потоків $I_{\text{пит}}$	Гідравлічний опір сепаратора, ΔP , Па	Гідравлічний опір вхідного пристрою, ΔP , Па	Гідравлічний опір жалюзійного блоку, ΔP , Па
1	0,02	0,002	0,1	461	322	313
2	0,022	0,002	0,091	583	472	421
3	0,025	0,002	0,08	712	593	572
4	0,027	0,002	0,074	893	803	837
5	0,033	0,002	0,0606	962	911	921

Таблиця 4.2 - Режимні параметри дослідження процесу сепарації газорідних сумішей (серія 2)

№ п.п.	Витрата газу V , $\text{м}^3/\text{с}$	Витрата рідини L , $\text{м}^3/\text{с}$	Питома витрата потоків $I_{\text{пит}}$	Гідравлічний опір сепаратора, ΔP , Па	Гідравлічний опір вхідного пристрою, ΔP , Па	Гідравлічний опір жалюзійного блоку, ΔP , Па
1	0,025	0,0015	0,06	505	452	440
2	0,025	0,0018	0,072	613	594	580
3	0,025	0,002	0,08	792	760	745
4	0,025	0,0023	0,092	903	861	888
5	0,025	0,0025	0,1	1010	990	995

Для узагальнення результатів досліджень визначали гідравлічні опори відповідно сухого газосепаратора та внутрішніх пристроїв (рис. 4.1), а також при наявності краплинної рідини (рис. 4.2 та 4.3) за різної витрати потоків.

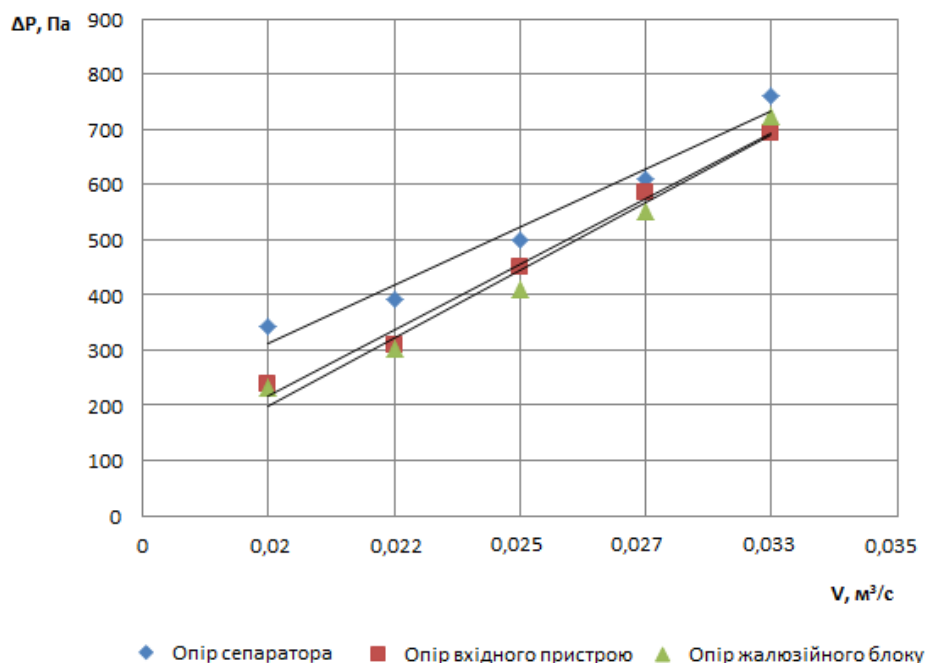


Рисунок 4.1 – Залежність гідравлічного опору ΔP сухого сепаратора та його внутрішніх пристроїв від витрати повітря V , $\text{м}^3/\text{с}$.

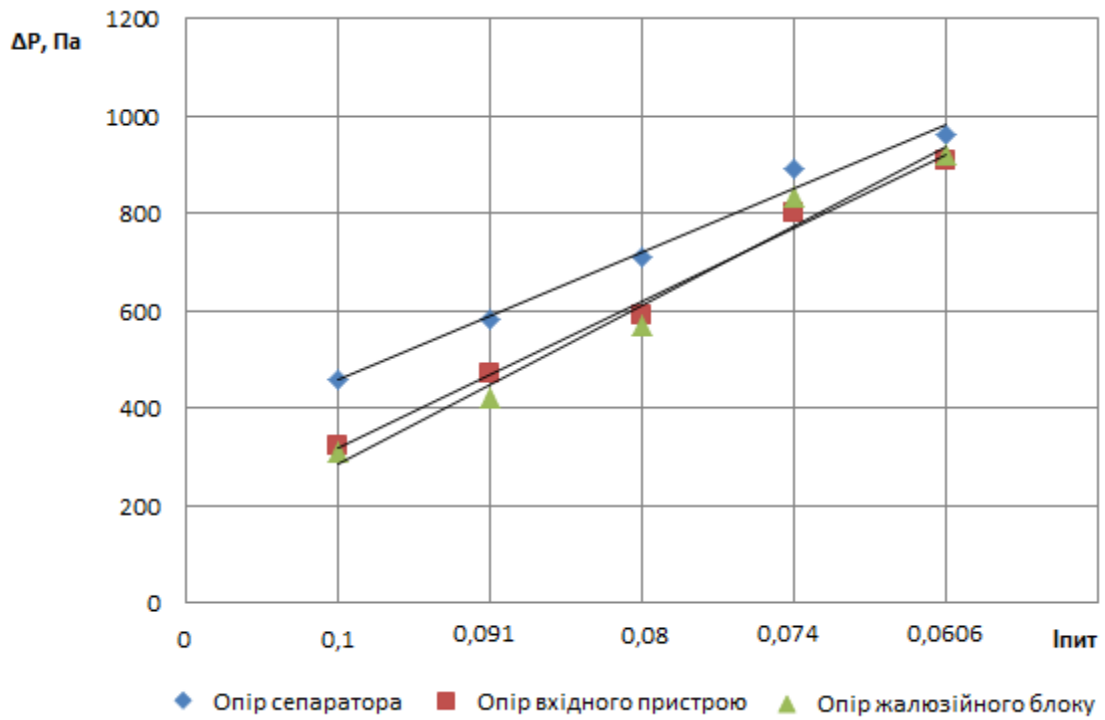


Рисунок 4.2 – Залежність гідравлічного опору ΔP сепаратора та його внутрішніх пристроїв від питомої витрати потоків $I_{\text{пит}}$ (серія 1)

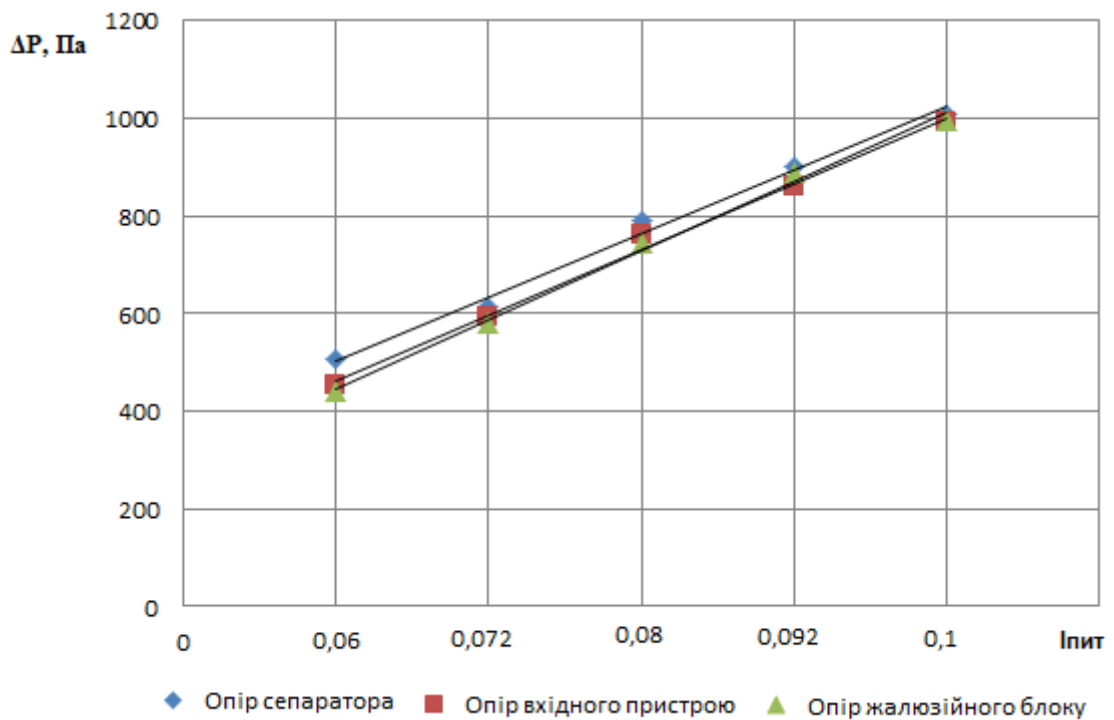


Рисунок 4.3 – Залежність гідравлічного опору ΔP сепаратора та його внутрішніх пристроїв від питомої витрати потоків $I_{\text{пит}}$ (серія 2).

4.2.2 Визначення ефективності сепарації

Для визначення ефективності сепарації було проведено заміри кількості рідини, яка збиралася в нижньому блоці сепаратора після вхідного пристрою (l_1 , мл) та жалюзійного блоку (l_2 , мл) при різних навантаженнях по газу (табл. 4.3)

Таблиця 4.3 – Експериментальні дані по ефективності сепарації блочного газосепаратора

l, мл	Витрата повітря V = 0,02 м ³ /с				Витрата повітря V = 0,025 м ³ /с				Витрата повітря V = 0,033 м ³ /с			
	l_1 , мл	η_1 , %	l_2 , мл	η_2 , %	l_1 , мл	η_1 , %	l_2 , мл	η_2 , %	l_1 , мл	η_1 , %	l_2 , мл	η_2 , %
5	2,92	58,4	1,83	87,9	2,98	59,6	1,91	94,6	3,02	60,4	1,88	94,95
8	5,61	70,1	2,18	91,2	5,83	72,87	2,02	93,1	5,98	74,75	1,99	98,51
10	6,94	69,4	2,93	95,75	7,03	70,3	2,91	97,98	7,12	71,2	2,85	98,96
12	7,88	65,6	3,79	91,99	7,96	66,3	3,81	94,31	8,03	66,92	3,89	97,98
15	9,12	60,8	5,58	94,89	9,21	61,4	5,61	96,89	9,25	61,67	5,69	98,96

Як видно з табл. 4.3 з підвищенням питомої витрати потоків ефективність вловлювання зростає до деякого значення, а далі ріст ефективності припиняється, а також спостерігається її спад.

Тобто, результати досліджень підтверджують попередні висновки про ефективність застосування сепараційного обладнання блочної конструкції, в якому на вході газорідинної суміші встановлені відбійники для вловлювання найбільших краплин рідини або рідинних пробок, а далі – інерційно-фільтруючий жалюзійний блок, який ефективно ($\eta \approx 95\%$) вловлює дрібнодисперсні частинки.

Для отримання експериментальної залежності ефективності сепарації окремих ступенів сепарації при різних навантаженнях по газу та співвідношенні рідинної та газової фаз ($I_{\text{пит}}$) запропоновано застосувати метод фізичної аналогії. Як аналог запропоновано використовувати значення гідравлічного опору ΔP обумовленого рухом газового потоку крізь моделі сепараційних пристроїв (рис.4.4, 4.5):

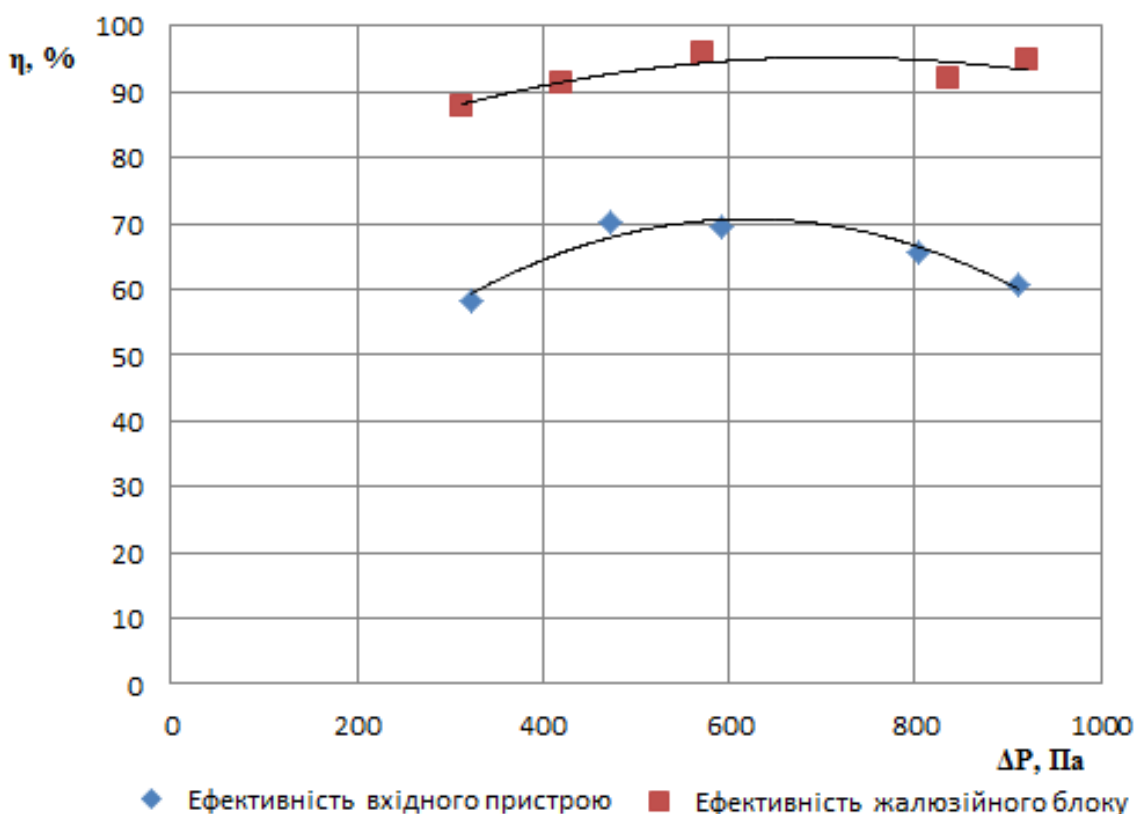


Рисунок 4.4 – Залежність ефективності η внутрішніх пристроїв сепаратора від їх гідравлічного опору ΔP (серія 1).

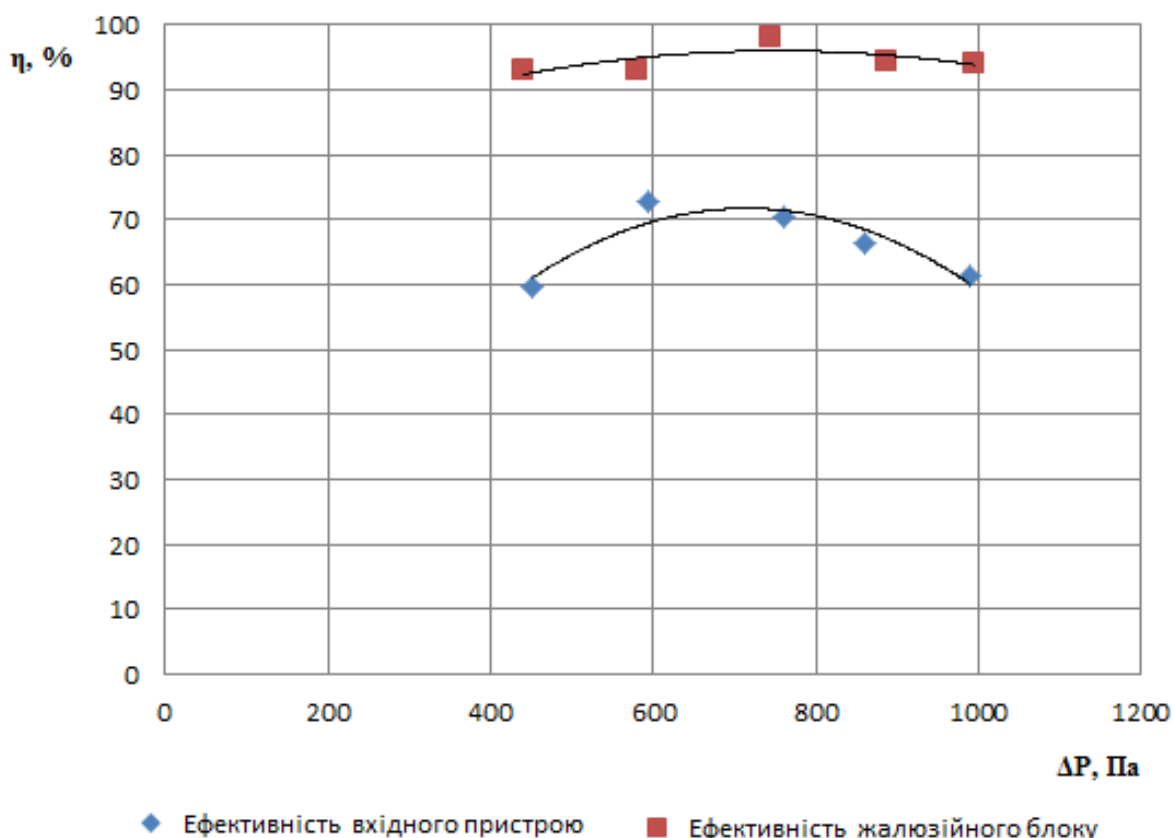


Рисунок 4.5 – Залежність ефективності η внутрішніх пристроїв сепаратора від їх гідравлічного опору ΔP (серія 2).

З отриманих графіків можна побачити, що на кожній побудованій лінії спостерігається максимум. Це пояснюється тим, що при невеликих витратах потоків і гідравлічний опір вузлів є незначним, при певному зростанні параметрів потоку, ефективність збільшується, але при подальшому зростанні опору виникають вторинні процеси (зрив плівки, вторинне бризковинесення), що призводить до зниження ефективності.

4.2.3 Визначення необхідної кількості гофр на жалюзійній пластинінерційно-фільтруючого блоку

Для визначення необхідної кількості гофр на жалюзійній пластині необхідно знати кількість рідини, що уловлюється з газорідного потоку після проходження кожної з них, тобто необхідно визначити ефективність кожної гофри за формулою (4.2).

Результати замірів зібраної кількості рідини та розрахунку ефективності сепарації кожної гофри представлено в табл. 4.4-4.6.

Таблиця 4.4 – Результати замірів зібраної кількості рідини та розрахунку ефективності сепарації кожної гофри при навантаженні по газу $V = 0,02\text{м}^3/\text{с}$.

l , мл	$l_{г1}$, мл	$\eta_{г1}$, %	$l_{г2}$, мл	$\eta_{г2}$, %	$l_{г3}$, мл	$\eta_{г3}$, %	$l_{г4}$, мл	$\eta_{г4}$, %
5	2,12	42,4	1,98	68,75	0,81	90	0,086	95,6
8	4,31	53,9	3,07	83,2	0,552	89,03	0,065	95,6
10	4,97	49,7	3,98	79,13	0,98	93,3	0,066	94,3
12	6,01	50	4,91	81,97	0,99	91,7	0,085	94,4
15	7,66	51,1	6,28	85,6	0,98	92,45	0,076	95

Таблиця 4.5 – Результати замірів зібраної кількості рідини та розрахунку ефективності сепарації кожної гофри при навантаженні по газу $V = 0,025\text{м}^3/\text{с}$.

l , мл	$l_{г1}$, мл	$\eta_{г1}$, %	$l_{г2}$, мл	$\eta_{г2}$, %	$l_{г3}$, мл	$\eta_{г3}$, %	$l_{г4}$, мл	$\eta_{г4}$, %
5	2,17	43,4	1,99	70,3	0,76	90,48	0,076	95
8	4,4	55	3	83,3	0,52	86,7	0,075	93,75
10	5,08	50,8	3,97	80,7	0,87	91,6	0,078	97,5
12	6,11	50,9	4,94	83,9	0,86	90,53	0,083	92,2
15	7,93	52,87	6,08	86	0,89	89,9	0,092	92

Таблиця 4.6 – Результати замірів зібраної кількості рідини та розрахунку ефективності сепарації кожної гофри при навантаженні по газу $V = 0,033 \text{ м}^3/\text{с}$.

l , мл	$l_{г1}$, мл	$\eta_{г1}$, %	$l_{г2}$, мл	$\eta_{г2}$, %	$l_{г3}$, мл	$\eta_{г3}$, %	$l_{г4}$, мл	$\eta_{г4}$, %
5	2,21	44,2	1,97	70,61	0,74	90,24	0,077	96,25
8	4,42	55,25	2,89	80,73	0,6	86,96	0,084	93,33
10	5,12	51,2	3,94	80,74	0,85	90,43	0,086	95,56
12	6,19	51,6	4,9	84,34	0,81	89,01	0,097	97
15	7,99	53,27	6,01	85,73	0,9	90	0,096	96

Отже, після аналізу результатів експериментальних замірів кількості рідини, яку збирали після проходження газорідинною сумішшю кожної гофри жалюзійних пластин, визначено, що для ефективної роботи сепараторів інерційно-фільтруючого типу необхідно, щоб газодисперсний потік послідовно пройшов 4 гофри криволінійних каналів.

Проведені експериментальні дослідження підтверджують результати математичних моделювань та розрахунків, які представлені в роботах [10, 87, 88].

4.4 Висновки до четвертого розділу.

1. Визначено основні керовані технологічні параметри (температура, тиск, швидкість газорідинного потоку, геометричні розміри пристрою), що впливають на процес інерційно-фільтруючої сепарації та на його ефективність.

2. Проведено експериментальні дослідження гідродинаміки та ефективності розділення газодисперсних сумішей на моделі блочного горизонтального сепаратора у схемі експериментального стенду, які

підтвердили ефективність застосування сепараційного обладнання блочної конструкції, в якому на вході газорідинної суміші встановлені відбійники для вловлювання найбільших краплин рідини або рідинних пробок, а далі – інерційно-фільтруючий жалюзійний блок, який ефективно ($\eta \approx 95\%$) вловлює дрібнодисперсні частинки.

3. Визначено ефективність роботи блочного сепаратора та окремо кожного сепараційного вузла: вхідний пристрій до 75%, інерційно-фільтруючий блок - до 99%.

4. Визначено необхідну кількість гофр жалюзійного блоку для ефективного розділення газодисперсних сумішей, чим підтверджено раніше проведені математичні розрахунки, що визначено, що для ефективної роботи сепараторів інерційно-фільтруючого типу необхідно, щоб газодисперсний потік послідовно пройшов 4 гофри криволінійних каналів.

Основні результати опубліковано в наступних працях [113, 114, 115].

РОЗДІЛ 5

УЗАГАЛЬНЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ

5.1 Аналіз та співставлення результатів експериментальних досліджень та математичних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації.

Для перевірки та аналізу адекватності отриманих результатів теоретичних та експериментальних досліджень необхідно провести їх співставлення. В даному розділі наведено порівняння розрахунку та вимірів гідравлічного опору, ефективності уловлення рідини, а також визначення необхідної кількості гофр.

Розрахункове визначення необхідної кількості гофр диктується ефективністю, яка визначається виходячи з розподілу частинок на вході і після кожної криволінійної ділянки. Після інтегрування цього розподілу отримуємо кількість рідини уловлюваних після кожної ступені. Як вже зазначалося, розподіл на вході в канал піддається логарифмічно-нормального закону, а розподіл частинок для півкілець визначено виходячи з континуальної моделі криволінійного течії газу [10, 87, 88, 116-118]:

$$n(R_i) = \frac{\rho_1 v \cdot e}{v - \frac{2C\varphi(r - R_{cp})}{R_2 - R_1}} \cdot \frac{4\tau_1\varphi(2v(R_{cp} - r)) + \frac{C\varphi(3r^2 - 6R_{cp}r + R_1R_2 + 2R_{cp}^2)}{R_2 - R_1}}{R_2 - R_1}, \quad (5.1)$$

де C - розподіл частинок по радіусу каналу;

ρ_1 - густина розподілу частинок на вході в гофру.

Отже, після визначення кількості вловленої рідини на кожній гофрі, а, відповідно, ефективності уловлення кожною гофрою, будується графік (рис.5.1) для порівняння теоретичних і експериментальних досліджень.

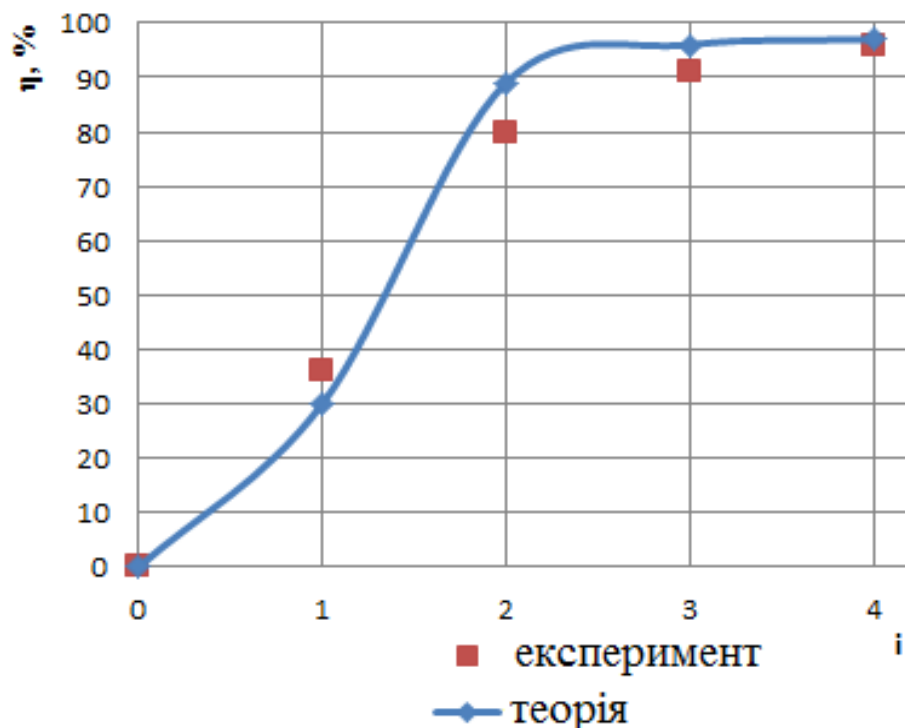


Рисунок 5.1 – Ефективність уловлення крапель рідини кожною гофрою сепаратора.

Відмінності в експериментальних та розрахункових значеннях пояснюються тим, що чисельні розрахунки ефективності проведено для монодисперсної суміші, а експериментальні дослідження проводилися для полідисперсної системи, при чому першою гофрою уловлюються найбільші краплі і експериментальна ефективність її при цьому значно вища.

З іншого боку, при моделюванні гідродинаміки руху газокраплинного потоку криволінійним каналом, було вирішено задачу знаходження ліній току суміші, а також визначено кількість краплин рідини, що досягли зовнішньої стінки каналу. Тобто, ефективність уловлення краплинної рідини кожною гофрою криволінійного каналу, може бути визначена траєкторією руху краплин в газовому потоці.

Порівняння результатів розрахунків та експериментальних замірів наведено на прикладі першої гофри (рис.5.2).

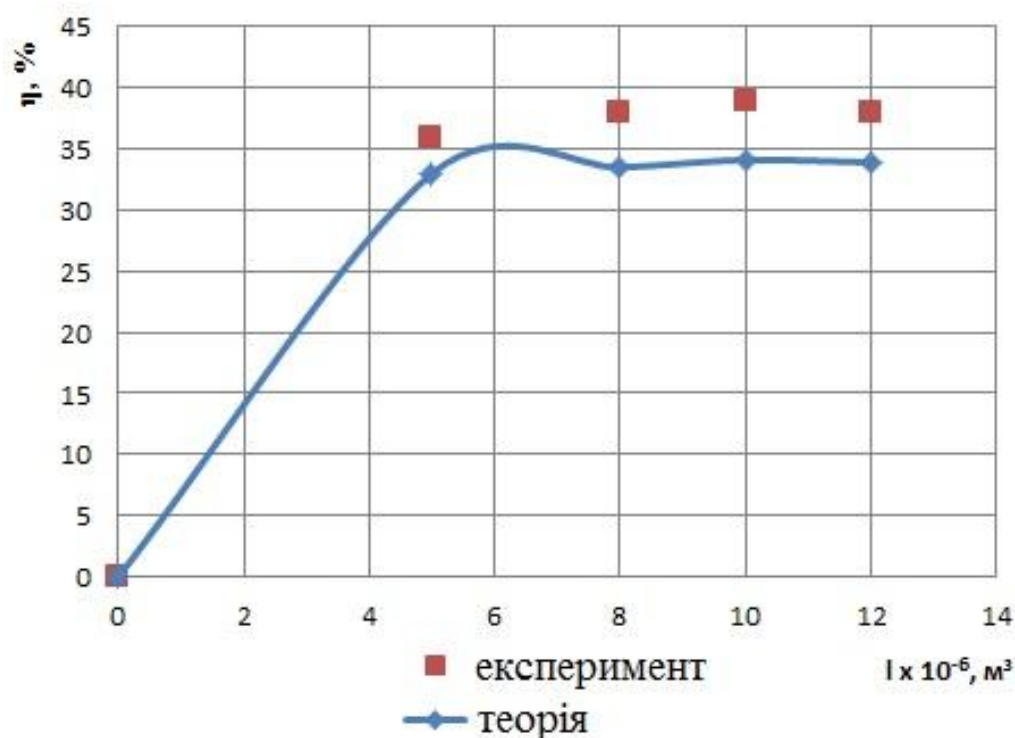


Рисунок 5.2 – Ефективність уловлення першою гофрою при різних кількостях рідини.

Як видно з побудованих залежностей, результати теоретичних досліджень та розрахунків ефективності роботи обладнання, підтверджуються експериментальними дослідженнями, розходження даних при цьому мають допустиму величину, та пояснюються введеними спрощеннями та припущеннями при розрахунках, похибками вимірювань при експериментах, а також полідисперсністю суміші при експериментальних дослідженнях.

Виходячи з отриманих розрахункових ліній току газорідинної суміші в розділі 3.3 представлено розподіл (концентрацію) вловлених частинок рідини по зовнішній стінці каналу (на прикладі першої гофри) (рис.5.3). Отримані результати теоретичних досліджень добре корелюються та підтверджуються

раніше проведеними [10, 119] комп'ютерними моделюваннями руху газокраплинного потоку криволінійним каналом.

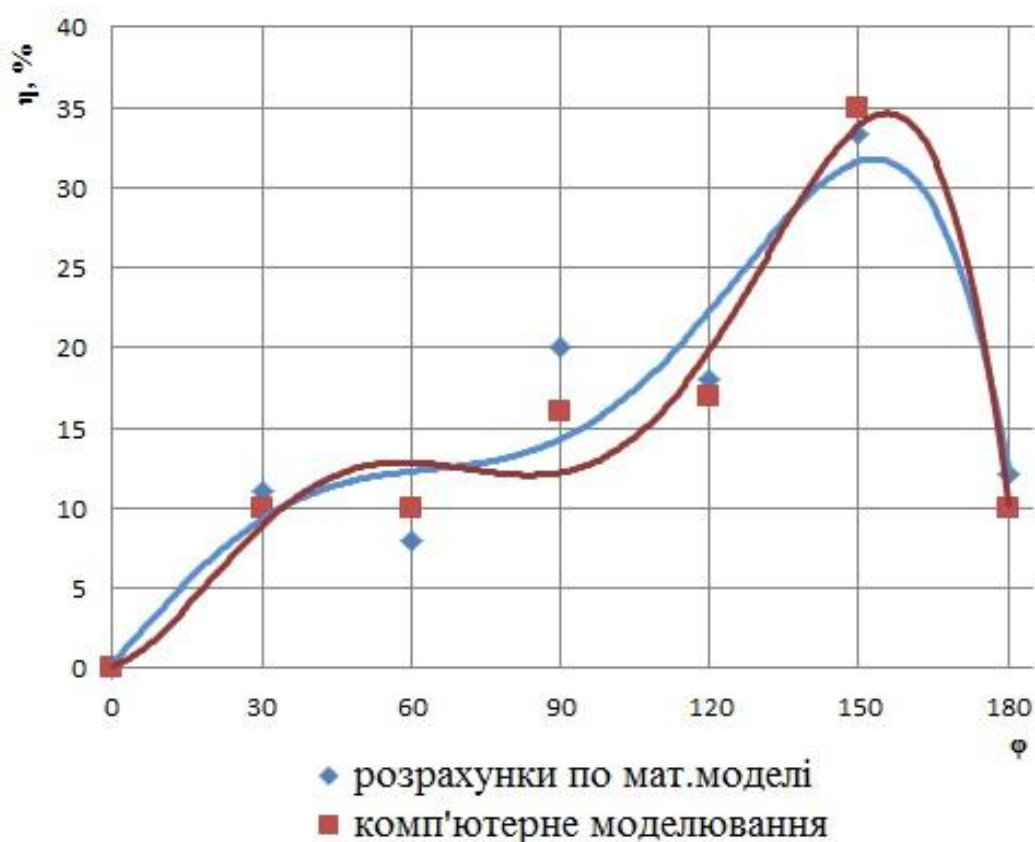


Рисунок 5.3 – Порівняння розподілу (концентрації) вловлених краплин рідини на зовнішній стінці каналу (на прикладі першої гофри)

По концентрації вловлених частинок на зовнішній стінці каналу, виходячи з отриманих графіків, можна визначати місця встановлення фільтруючих елементів в криволінійному каналі для кожної гофри.

Отже, провівши співставлення результатів теоретичних та експериментальних досліджень, можна зробити висновок, що розроблені математичні моделі, що представлені в розділі 3, можуть бути використані для інженерних розрахунків та проектування інерційно-фільтруючого обладнання, для моделювання гідродинаміки течії двофазних потоків, що направляються в криволінійні канали, а також можуть використовуватися

при створенні моделей двофазних потоків для систем моделювання методами обчислювальної гідродинаміки.

5.2 Застосування отриманих результатів моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації в промисловій та навчальній практиках.

Під час виконання дисертаційної роботи отримані результати неоднократно використовувались в промислових та навчальних практиках, що засвідчено відповідними актами впровадження.

Так при виконанні міжфакультетського/міжкафедрального проекту між кафедрою ПОХНВ факультету ТеСЕТ та кафедрою комп'ютерних наук факультету ЕЛіТ СумДУ наукові результати використані при розробці математичної моделі та алгоритму автоматизованого програмного керування процесом сепарації газоконденсатної суміші, а також SCADA (Supervisory control and data acquisition) програмно-апаратного комплексу для оснащення дослідно-демонстраційного експериментального стенду з дослідження процесів сепарації газорідних потоків, оптимізації конструкцій та випробувань сепараційних вузлів (додаток А). Використання зазначених результатів дозволяє підвищити рівень наукових досліджень та дослідно-конструкторських розробок.

В ході виконання кафедрою ПОХНВ НДР за темою «Вдосконалення схеми технологічного процесу гальванічного виробництва» (договір №51.21-01.13.СП від 01 вересня 2013 р.) з вдосконалення схеми технологічного процесу лінії цинкування ділянки гальванічних покриттів АТ «Сумський завод «Насосенергомаш» за розробкою оптимальної технології очищення стоків з промивних ванн з одночасним уловлюванням цінних компонентів з залишків електроліту з ванн цинкування, використовувались результати представленої

дисертаційної роботи. При цьому було розроблено і використано методики експериментального визначення дисперсного складу осаду з промивних ванн лінії цинкування. На основі експериментальних даних у результаті математичного аналізу отриманих результатів побудовано інтегральні та диференційні криві функції щільності розподілу дисперсних частинок за розмірами (рис.5.4, 5.5).

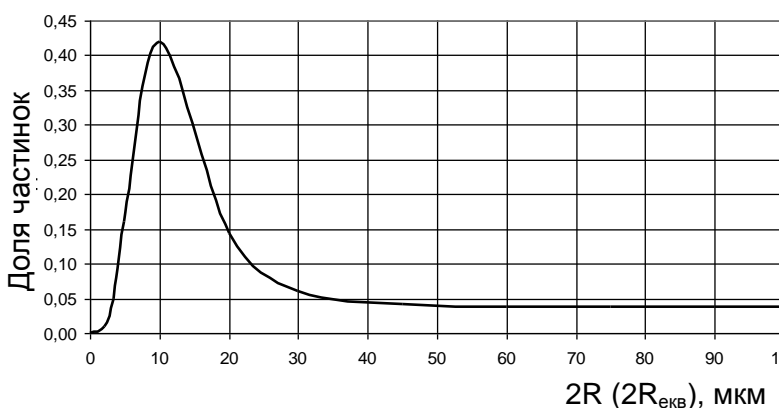


Рисунок 5.4. Диференційна крива розрахункового розподілу частинок за розмірами.

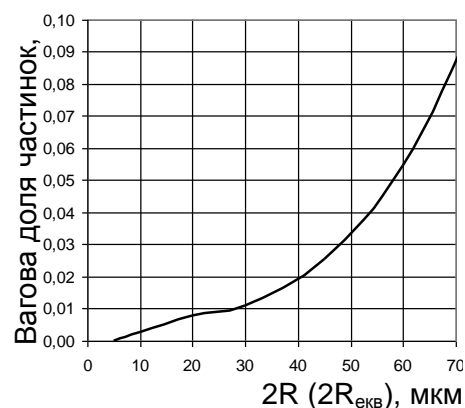


Рисунок 5.5. Функція вагового розподілу частинок.

Враховуючи результати досліджень для першої стадії механічного очищення рекомендовано використовувати інерційно-фільтруюче сепараційне обладнання, яке ефективно розділює суспензії з розмірами дисперсних частинок більше 30 мкм.

Також в рамках виконання робіт за темою «Сучасні технології та обладнання для сепарації і класифікації дисперсних сумішей рослинної сировини» (договір №51.18-02.15.СП від 18.02.2015р.) матеріали дисертації використані підприємством ТОВ «Сумифітофармація» при вдосконаленні існуючого виробництва лікарської рослинної продукції, спецій та натуральних інгредієнтів у вигляді технічних пропозицій та практичних рекомендацій щодо запровадження вискоефективного сепараційного обладнання для розділення дисперсних сумішей при переробці рослинної сировини (додаток Б).

Протягом червня-серпня 2015 року науковцями кафедри ПОХНВ виконувався ДКР за темою «Розробка підігрівача-деемульсатора типу «HEATER-TREATER» установки підготовки нафти» (договір №51.18-04.15.СП від 18 травня 2015 р.). При цьому результати представленої дисертаційної роботи використовувались на стадії ескізного проектування нафтогазоводорозділювача типу HEATER-TREATER для облаштування родовища ім. В.Н. Виноградова (група «Лукойл», Російська інноваційна паливно-енергетична компанія «РИТЭК», генпроектувальник – ТюменьНИПИнефть) (додаток В). Було проведено моделювання процесів гравітаційно-інерційної та інерційно-фільтруючої сепарації газорідних систем, а також використано методики інженерних розрахунків сітчастих (волокнистих) тумановловлювачів, вихрових газосепараторів-вологовідділювачів тонкої очистки газу, методики визначення гідравлічного опору сепараційних пристроїв, а також прогнозування ефективності сепарації газорідних потоків.

Також протягом серпня-грудня 2015р. науковцями кафедри ПОХНВ виконувався ДКР за темою «Проектування сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва аміачної води» (договір №51.18-05.15.СП від 12 липня 2015 р.). В ході проведених робіт результати даної дисертаційної роботи використані у виробничій діяльності ТОВ «Агросервіс» на стадії ескізного проектування сепараційного та теплообмінного обладнання установки для виробництва рідких азотних добрив у вигляді: математичних моделей процесів сепарації газорідних потоків зі супутнім міжфазним теплообміном; методики інженерного розрахунку крапле відбійників та тумановловлювачів для сепарації бризок абсорбенту у колонних апаратах з потоку газів, що відходять; ескізного проекту теплообмінного апарату та розділів з розрахунку сепараційних пристроїв (додаток Г).

5.3 Рекомендації до інженерного проектування інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання за допомогою систем моделювання методами обчислювальної гідродинаміки.

Як показано в роботі, інерційно-фільтруюча сепарація є одним з найперспективніших методів розділення газорідинних потоків в хімічній, нафтогазовій та інших суміжних галузях промисловості. А, отже, необхідним є якісне інженерне проектування такого обладнання.

У загальному випадку досліджувані процеси інерційно-фільтруючої сепарації описуються системою диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса у відповідності до законів збереження маси (рівняння нерозривності) та енергії (рівняння руху суцільного середовища), яка додатково може бути доповнена рівнянням, що виражає закон збереження імпульсу (збереження кількості руху). Розв'язання вказаної системи диференціальних рівнянь в часткових похідних представляє одну з найважливіших задач гідродинаміки, в якій полягає суть однієї з шести не вирішених проблем тисячоліття («Millennium Prize Problems») [121]. Усі перелічені вище математичні формулювання є системою нелінійних диференціальних рівнянь другого порядку. Тому підтверджені аналітичні рішення рівнянь знайдені лише в деяких окремих випадках для ламінарної течії з простою геометрією каналів. У інших випадках для розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса в рамках механіки суцільних середовищ, що описують рух рідини (газу), використовуються математичні та чисельні методи.

Для оцінки ефективності сепарації необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних частинок газодисперсної суміші та середній розмір краплин, а також об'ємний (ваговий) вміст рідкої фази на вході та виході сепарації сепараційних пристроїв. Вказані параметри газодисперсних сумішей можливо визначити після розв'язання відповідних основних рівнянь математичної моделі

(рівняння нерозривності, рівняння збереження імпульсу, рівняння збереження енергії, рівняння стану).

Для математичного імітаційного моделювання гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації пропонується застосування програмних пакетів з обчислювальної механіки (Computational Mechanics), зокрема обчислювальної гідродинаміки (Computational Fluid Dynamics, CFD), що використовують різні методи рішення вказаної системи рівнянь: метод кінцевих різниць; метод кінцевих об'ємів; метод кінцевих елементів; метод згладжених частинок; метод з використанням функції розподілу вірогідності.

При математичному (комп'ютерному) моделюванні гідродинаміки та механізмів сепарації краплинної рідини з потоку газу у сепараційних пристроях методом обчислювальної гідродинаміки застосовуються математичні моделі рідини, що не стискається (слабо стискається) та двофазної течії з частинками [122 -124].

Для комп'ютерного моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації з застосуванням вищевказаних моделей, рекомендується використовувати отримані в роботі вирази для складових швидкостей газового потоку:

$$V_r = A(\varphi) \cdot f_2(r), \quad (5.2)$$

$$V_\varphi = \beta(r) \cdot q + A(\varphi) \cdot f_2(r) \cdot \psi_2(r) . \quad (5.3)$$

Де функція $A(\varphi)$ має вигляд:

$$A(\varphi) = C(\operatorname{ch}(\lambda_1 \varphi) - 1). \quad (5.4)$$

При цьому було позначено як:

$$\psi_2(r) = 1 + \frac{2r_2}{(r-r_1)(r-r_2)} \left(r - \frac{r_1+r_2}{2} \right), \quad (5.5)$$

$$f_2(r) = (r-r_1)^2 (r-r_2)^2. \quad (5.6)$$

Функція розподілу окружної швидкості:

$$\beta(r) = -\frac{6(r-r_1)(r-r_2)}{(r_2-r_1)^3} \text{ або } \int_{r_1}^{r_2} \beta dr = 1. \quad (5.7)$$

А також вирази для складових швидкості крапель рідини:

$$W_\varphi = \frac{\alpha V_\varphi}{\alpha + \frac{W_r}{r}}, \quad (5.8)$$

$$W_r^3 + (2\alpha r - V_r) \cdot W_r^2 + \alpha r (\alpha r - 2V_r) \cdot W_r - \alpha r (V_\varphi^2 + \alpha r V_r) = 0. \quad (5.9)$$

Для комп'ютерного (імітаційного) моделювання взаємодії газового потоку та вловленої плівки рідини доцільно застосовувати модель течії з вільною поверхнею. При моделюванні такого процесу для інерційно-фільтруючої сепарації рекомендується використовувати отримані в роботі вирази для середньої швидкості плівки та швидкості плівки на поверхні:

$$w_p^{\text{сеп}} = \frac{\tau}{4\mu_p} (t - t_p) + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{12\mu_p} (t - t_p)^2, \quad (5.10)$$

$$w_{p1} = \frac{\tau}{\mu_p} \left(\frac{t_p}{2} - \frac{t}{2} \right) - \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{2\mu_p} \left(\frac{t_p \cdot t}{2} - \frac{t_p^2}{4} - \frac{t^2}{4} \right). \quad (5.11)$$

А також вираз для визначення числа Рейнольдса в плівці:

$$Re_p = \frac{\tau}{4\mu_p \cdot v_p \cdot H} (t - t_p)^2 + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{12\mu_p \cdot v_p \cdot H} (t - t_p)^3. \quad (5.12)$$

Тертя на стінці каналу при цьому:

$$\tau_w = \tau - \frac{1}{2} g \cdot \varphi \cdot (\rho_p - \rho_r) \cdot (t - t_p). \quad (5.13)$$

Для комп'ютерного (імітаційного) моделювання супутнього теплообміну при інерційно-фільтруючій сепарації з конденсацією рекомендується застосовувати моделі природної і вимушеної конвекції або спряженого теплообміну. При цьому рекомендовано використовувати отримані в роботі рівняння для пересичення пари:

$$S = \left(\frac{T - T_2}{T_1 - T_2} \right)^\delta \frac{p_1 - p_2}{p_H} + \frac{p_2}{p_H}. \quad (5.14)$$

А також, розподілу температур в плівці рідини:

$$T_{rp}(r, \varphi) = T_{ct} + \frac{\Delta T_0}{\lambda_1 - \lambda_2} (\lambda_1 e^{\lambda_2 \varphi} - \lambda_2 e^{\lambda_1 \varphi}). \quad (5.15)$$

5.4 Висновки до п'ятого розділу.

5.1 Проведено аналіз та співставлення результатів теоретичних та експериментальних досліджень процесів інерційно-фільтруючої сепарації, доведено адекватність розробленої математичної моделі.

5.2 Наведено практичне використання наукових результатів дисертаційної роботи, що підтверджено відповідними актами впровадження.

5.3 Розроблено і надано рекомендації до інженерного моделювання подібних процесів за допомогою CAE-систем обчислювальної гідродинаміки (CFD) та проектування інерційно-фільтруючих сепараційного обладнання.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

1. Аналізом фізичних умов утворення та фазової рівноваги газоконденсатних систем, а також основних процесів їх розділення, обґрунтовано можливість інтенсифікації та підвищення ефективності сепарації газокраплинних потоків шляхом поєднання процесів гравітаційно-інерційної сепарації, фільтрування та охолодження.

2. Розроблено фізичну модель процесів сепарації газоконденсатних систем у робочих зонах інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв з урахуванням вторинних процесів, що супроводжують основний процес розділення, яка пояснює гідродинамічні процеси інерційної сепарації газокраплинного потоку, формування та стікання плівки вловленої рідини, а також механізми проникнення газокраплинного потоку у фільтруючі секції.

3. Математичним моделюванням процесів інерційно-фільтруючої сепарації отримано основні розрахункові залежності, що визначають гідродинаміку руху газового та рідинного потоків криволінійними каналами, взаємодію газового потоку та плівки вловленої рідини, а також вплив супутнього теплообміну при протіканні процесу сепарації з конденсацією, які використано при оптимізаційному геометричному профілюванні криволінійних каналів і фільтрувальних елементів.

4. Експериментально визначено гідравлічні і сепараційні характеристики окремих модельних інерційно-фільтруючих сепараційних секцій та блочних дослідно-промислових зразків інерційно-фільтруючих сепараторів, зіставлено результати експериментальних досліджень та математичних моделювань. Визначено та проаналізовано вплив гідродинамічних та теплообмінних процесів на ефективність інерційно-фільтруючої сепарації газоконденсатних систем.

5. Розроблено і надано рекомендації до інженерного моделювання подібних процесів за допомогою CAE-систем обчислювальної гідродинаміки (CFD) та проектування інерційно-фільтруючих сепараційного обладнання.

6. Запропоновано нові корисні моделі на способи сепарації та конструкції сепараційних і тепломасообмінних контактних пристроїв, захищені патентами України, які дозволяють значно інтенсифікувати та підвищити ступінь розділення багатокомпонентних газорідних потоків.

7. Проведено впровадження отриманих наукових результатів та практичних рекомендацій при виконанні господарсько-договірних (3 акти впровадження) та міжфакультетських/міжкафедральних проектів (1 акт впровадження).

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Ляпощенко О.О. Удосконалення процесів газосепарації та газосепараційного обладнання нафтогазопереробних виробництв / Ляпощенко О.О. - Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів та студентів інженерного факультету. — Суми: Вид-во СумДУ, 2006. — вип. 8. — с.16.
2. Фукс Н. А. Механика аэрозолей / Фукс Н.А. - М: — 1985 г. — 351 с.: ил.
3. Швидкий В.С. Очистка газов: справочник / Швидкий В.С., Ладигічев М.Г. - М.: Теплоэнергетик, 2002. — 640 стр.
4. Борис А.А., Определение режима течения потока газожидкостной смеси в трубопроводах на установках путевого сброса воды арланской группы месторождений оао «АНК «БАШНЕФТЬ» /Борис А.А., Лягов А.В. - Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело», 2012, № 2 – Режим доступа: <http://www.ogbus.ru> – с.66-78.
5. Стасенко А. Л. Физические аспекты многофазных течений в аэродинамике, летательной технике и авиационной экологии / Стасенко А. Л. - ТРУДЫ МФТИ. — 2011. — Том 3, № 4 – с.108-126.
6. Райст П. Аэрозоли. Введение в теорию: Пер. с англ./ Райст П. – М.: Мир, 1987. – 280 с., ил.
7. Ветошкин А. Г. Процессы и аппараты пылеочистки. /Ветошкин А. Г. — Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2005. — 210 с., ил.
8. Архипов В.А. Аэрозольные системы и их влияние на жизнедеятельность. /Архипов В.А., Шереметьева У.М. — Томск: Издательство Томского государственного педагогического университета. 2007. – 136 с.
9. Ушаков С. Г. Инерционная сепарация пыли /Ушаков С. Г. Зверев Н.И. – М.:Энергия, 1974.– 164 с.

10. Аль Раммахи М.М. Гидродинамические характеристики инерционно-фильтрующих сепараторов: дис. канд. техн. наук: спец. 05.17.08 / Аль Раммахи М.М. – К, 2014. — 188 с.
11. Мильштейн Л. М. Нефтегазопромысловая сепарационная техника: Справочное пособ. / Мильштейн Л. М., Бойко С. И., Запорожец Е. П. — М.: Недра, 1992. — 236 с., ил.
12. Бекиров Т.М. Сбор и подготовка к транспорту природных газов / Т.М. Бекиров, А.Т.Шаталов.— М.:Недра,1986.—261с.
13. Балабеков О.С. Очистка газов в химической промышленности. Процессы и аппараты. / Балабеков О.С., Балтабаев Л.Ш. – М.: Химия, 1991г. – 256с.
14. Бабуха Г.Л., Методика расчета двухфазного течения с учетом полидисперсности вторичных капель / Бабуха Г.Л., Шрайбер А.А., Подвысоцкий А.М. – 1973. - №4. – с.7-11.
- 15.Калашников А.Н. Особенности газодинамики и эффективность прямооточных каплеуловителей компрессорных станций: дис. канд. техн.наук: спец. 05.05.15 –К., 2003. — 194 с.
16. Степанов Г.Ю. Инерционные воздухоочистители. / Степанов Г.Ю., Зицер И.М. – М.: Машиностроение, 1986. – 184 с., ил.
17. Максимовская Е.С., Сепарация и фильтрация запыленных потоков / Максимовская Е.С., Толкач В.А., Буров А.А. - Холодильна техніка і технологія, № 2 (130), 2011 – с.58-60.
18. Патент RU 2433854 C1 МПК B01D45/08 (2006.01) СЕПАРАТОР / Пивин И. Ф. - № 2010114329/05, заявлено 13.04.2010, опубликовано: 20.11.2011.
19. Патент RU 2334542 C1 МПК B01D45/08 (2006.01), B01J19/32 (2006.01) СЕПАРАТОР ГОРИЗОНТАЛЬНЫЙ / Зиберт Г.К., Валиуллин И.М., Феоктистова Т.М., Зиберт А.Г. - № 2007104520/15, 07.02.2007.

20. Патент RU 2385756 C1 МПК B01D45/04 (2006.01), СЕПАРАТОР ГАЗА / Зиберт Г.К., Валиуллин И.М., Зиберт А.Г. - № 2008146627/15, 27.11.2008.

21. Патент RU 2457888 C1 МПК B01D45/08 (2006.01), СЕПАРАТОР ГАЗА ДЛЯ ОТДЕЛЕНИЯ ЖИДКОСТИ И ПРИМЕСЕЙ ИЗ ГАЗОВОГО ПОТОКА / Зиберт Г.К., Зиберт А.Г., Валиуллин И.М., - № 2011106045/02, 18.02.2011.

22. Патент RU 2401156 C1 МПК B01D45/12 (2006.01), ЦЕНТРОБЕЖНЫЙ СЕПАРАЦИОННЫЙ ЭЛЕМЕНТ / Бойко С. И., Литвиненко А. В., Грицай М. А., Аджиев А. Ю., Шеин О. Г., Морозов Б. М., Тлехурай Г. Н. - № 2009130846/15, 12.08.2009.

23. Протасов М.В. Экспериментальное исследование поведения твердых частиц в сильнозапыленных потоках: дис. канд. техн. наук: спец.01.04.14— К., 2009. — 191 с.

24. Базлов М. Н. Подготовка природного газа и конденсата к транспорту / Базлов М. Н., Жуков А. И., Алексеев Т. С. - Из-во «Недра», 1968, - стр. 215.

25. Гольдштик М.А. Вихревые потоки / Гольдштик М.А. – Новосибирск: Наука, 1981. – 366с.

26. Ахметов Ю. М., Исследование процесса сепарации газожидкостного потока в вихревой трубе / Ахметов Ю. М., Жернаков В. С., Целищев А. В. - Весник УГАТУ, Т. 15, № 4 (44). - с. 120–126

27. Халатов А.А. Теория и практика закрученных потоков / Халатов А.А. – Киев: Науковадумка, 1989. – 192 с.

28. ВологомастиловідділювачіТОВ "ВЕРТЕКС-УКРАЇНА".
Електронний ресурс. Режим доступу: <http://vertexua.com.ua>

29. Патент RU 2 346 727(13) C1 МПКB01D 45/12 (2006.01), Сепаратор газовый вихревого типа / Жвачкин С.А., Митяй С.С., Баканов Ю.И., Биндас В.Г. - 2007121216/15, 07.06.2007.

30. Ватин Н.И., Очистка воздуха при помощи аппаратов типа циклон /Ватин Н.И., Стрелец К.И. – М.: Препринт, 2003. –213с.
31. Franci P.E., Emission free, high purity TEG regenerator / Franci P.E., Clarke J.W. - Gas Processing Air Toxic Conference, – San Antonio, 1994.
32. Лебедюк Г.К., Каплеуловитель коленного типа. Промышленная и санитарная очистка газов / Лебедюк Г.К., Вальдберг А.Ю., Громова М.П., Приходько В.П. – М.: НИИИГаз, 1980. – 7 с.
33. Патент RU 2299757 C2 МПК B01D45/12 (2006.01) Фильтр-сепаратор / Бойко С. И., Килинник С. В., Шулекин Б.П., Литвиненко А. В. - № 2005126565/15, 22.08.2005.
34. Носков М.Д., Математическое моделирование работы скорых фильтров / Носков М.Д., Зайцева М.С., Истомин А.Д., Лукашевич О.Д. - Вестник ТГАСУ. – 2008. – № 2. –с.126-137.
35. Мошкин А.А. Волокнистые туманобрызгоуловители / Мошкин А.А., Вальдберг А.Ю., Каменщиков И.Г. - Научные и технические аспекты охраны окружающей среды. – М.: ВИНТИ, 2000. - №1. – с.25-65.
36. Склабінський В.І. Газосепараційне та масообмінне обладнання нафтогазопереробних та хімічних виробництв. Промислові випробування дослідно-промислових зразків /Склабінський В.І., Ляпощенко О.О. - Хімічна промисловість України. – 2005. - №6(71). – с. 24-27.
37. Логвин А.В. Використання стрибка густини для покращення сепарації газорідних систем /Логвин А.В. Склабінський В.І., Ляпощенко О.О. - Технологии XXI века - Сумы 2009.- с.41.
38. Ляпощенко О.О., Інерційно-фільтруючі сепаратори для очистки промислових газів і розділення газоконденсатних сумішей хімічних і газопереробних виробництв / Ляпощенко О.О., Логвин А.В., Настенко О.В. - Збірник тез доповідей I Міжнародної науково-технічної конференції «Хімічна технологія: наука і виробництво», м. Шостка, 2012, с. 100.
39. Патент SU 1634300 A1 МПК 5 B01D45/06 Газожидкостный сепаратор / Зайцев Ю.В., Синайский Є.Г., Щелкунов В.А., Шевелев Д.И.,

Кашицкий Ю.А., Зиберт Г.К., Толстов В.А. - № 4663005, заявлено 16.03.1989, опубликовано 15.03.1991.

40. Патент SU 1680271 A1 МПК 5 B01D45/06 Каплеуловитель / Лифарь А.И. - № 4682677, заявлено 19.04.1989, опубликовано 30.09.1991.

41. Патент SU 1792725 A1 МПК 5 B01D45/08 Сепаратор капельной жидкости / Лифарь А.И. - № 4837301, заявлено 11.06.1990, опубликовано 07.02.1993.

42. Кирилов Г. А. К вопросу расчета газонефтяных сепараторов. / Кирилов Г. А., Кудрявцев В. М., Чирков Н. С. - М., "Недра" - 1958.

43. Гордон Г.М, Пылеулавливание и очистка газов в цветной металлургии / Гордон Г.М, Пейсахов И.Л. – М.: Металлургия, 1977. – 456с.

44. Требин Ф. А. Добыча природного газа. / Требин Ф. А., Макогон Ю.Ф., Басниев К. С. - М., «Недра», 1976, 368 с.

45. Зиберт Г.К. Подготовка и переработка углеводородных газов и конденсата. Технологии и оборудование: справочное пособие / Зиберт Г.К., Седых А.Д. – М.: ООО "Недра-Бизнесцентр", 2001. – 316 с.

46. Ляпощенко О. О. Гідродинаміка інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу: дис. канд.. техн.. наук: спец. 05.17.08 — К., 2006. — 159 с.

47. Декл. пат. №69701 А Україна, МПК 7 B01D45/04 Спосіб вловлюван-ня високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку і пристрій для його здійснення / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О. — №20031110451; Заявлено 20.11.2003; Надрук. 15.09.2004, Бюл. №9, 2004.

48. Ляпощенко О.О. Високоєфективне інерційно-фільтруюче газосепараційне обладнання у нафтогазовій промисловості / Ляпощенко О.О., Склабінський В.І. - Проблеми економії енергії: збірник матеріалів IV Міжнародної науково-практичної конференції. – Львів, 2003. –с. 106–107.

49. Ляпощенко О.О., Фазова рівновага газорідинних систем при інерційно-фільтруючій сепарації / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Збірник

наукових праць: «Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій». — 2013. — Вип.43. — Т.1. — с.90-93.

50. Настенко О.В. Mathematical modeling of separation process by coupled heat transfer in the inertial-filtering gas separator-condenser / Настенко О.В., Ляпощенко О.О., Броняж-Пресс Л. - *Inżynieria i aparatura chemiczna* 55, Vol.2, 2016 - P. 62-63.

51. Настенко О.В., Mathematical modeling of separation process by coupled heat transfer in the inertial-filtering gas separator-condenser / Настенко О.В., Ляпощенко О.О., Броняж-Пресс Л. - *Materiały konferencyjne: XI Ogólnopolska konferencja przepływów wielofazowych*, Polska, 2015. – S.29-30.

52. Пат. на корисну модель №85952 U Україна, МПК В01D 45/04 (2006.01) Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Настенко О.В., Сердюк О.А — №201306402; Заявлено 23.05.2013; На-друк. 10.12.2013, Бюл. №23, 2013.

53. Пат. на корисну модель №88516 U Україна, Спосіб сепарації конденсацією / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Настенко О.В., Сердюк О.А. // МПК В01D 45/04 (2006.01) — №201309181; Заявлено 22.07.2013; Надрук. 25.03.2014, Бюл. №6, 2014.

54. Ляпощенко О.О. Фізичні умови утворення та сепарації газоконденсатних систем /Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Сучасні технології в промисловому виробництві: матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій. — 2013. — Ч.2. — С.136.

55. Ескендиров М.З. Коагуляция и осаждение туманов в прямоточном аппарате с регулярным осаждением турбулизирующих элементов: автореф. дис...канд.техн.наук: 05.17.08. – К, 1991. – 17с.

56. Синайский Э. Г. Сепарация многофазных многокомпонентных систем./ Синайский Э. Г., Лапта Е. Я., Зайцев Ю. В. — М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002. — 621 с.: ил.

57. Синайский Э.Г. Разделение двухфазных многокомпонентных смесей в нефтегазопромышленном оборудовании / Синайский Э.Г. – М.: Недра, 1990. – 272 с.

58. Ляпощенко О.О. Физическая модель формирования высокодисперсных систем в турбулентном потоке газа / Ляпощенко О.О., Логвин А.В., Аль Раммахи М.М., Настенко О.В. - Сборник научных трудов SWorld. «Современные направления теоретических и прикладных исследований '2013». – Выпуск 1. Том 7. – 2013 – С.70-75.

59. Ляпощенко О.О. Physical model of high-disperse gas-condensate systems formation in turbulent gas flow / Ляпощенко О.О., Логвин А.В., Аль Раммахи М.М., Настенко О.В. - E-Journal - Modern scientific research and their practical application. Vol. 12 13 10, 2013.

60. Ляпощенко О.О. Физическая модель формирования высокодисперсных систем в турбулентном потоке газа / Ляпощенко О.О., Настенко О.В., Логвин А.В., Аль Раммахи М.М., Настенко О.В. - Современные направления теоретических и прикладных исследований '2013. Режим доступа: <http://www.sworld.com.ua/index.php/ru/technical-sciences-113/chemical-113/17267-113-0988>

61. Баранова Т.А., Статистическая модель дробления капель в турбулентном потоке жидкости / Баранова Т.А., Бабенко В.А., Герцович В.А., Жукова Ю.В., Сосинович В.А. – М.: Недра, 1998. – 58 с.

62. Врагов А.П. Процессы и оборудование газоразделительных установок. / Врагов А.П. – Сумы: изд-во СумГУ, 2004.

63. Алиев И.А. Фазовое равновесие в водоуглеводородных системах / Алиев И.А., Расулов С.М.- MODERN HIGH TECHNOLOGIES, №3, 2011 – с.16-19.

64. Федисин В.О. Особливості термодинаміки природних газів і проблеми конденсативилучення / Федисин В.О., Пилип Я.А., Багнюк М.М. - Дослідження та методи аналізу, № 4(17), 2005 – с.19-23.

65. Гуревич Д.Ф., Защитно-предохранительные устройства нефтегазового оборудования: справочное пособие / Гуревич Д.Ф., Шпаков О.Н., Заринский О.Н. – Л., 1991. - 347 с.

66. Берлин М.А. Переработка нефтяных и природных газов / Берлин М.А., Гореченков В.Г., Волков Н.П. – М.: Химия, 1981. – 472 с.

67. Жданова Н.В. Осушка природных газов. / Жданова Н.В., Халиф А.Л. – М.: Недра, 1975. – 189 с.

68. Ляпощенко О.О. Analysis of the conditions of phase equilibrium and influence of the united heat and mass transfer on the effectiveness of separation in the inertial-filtering separator / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Chemistry & chemical technology – Vol. 9, No. 1, 2015 – P. 125-130.

69. Ляпощенко О.О. Analysis of the Phase Equilibrium Conditions and the Impact of Coupled Heat and Mass Transfer on the Separation Process Efficiency in the Inertial – Filtering Gas Separator / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Хімія та хімічні технології: Матеріали III Міжнародної конференції молодих вчених ССТ-2013. — С.138-141.

70. Романов П.Г. Гидромеханические процессы химической технологии. / Романов П.Г, Курочкина М.И. – 3-е изд. перераб. – Л.: Химия, 1982 - 288 стр.

71. Гасан Н.А. Ламинарное течение вдоль вертикальной стенки / Гасан Н.А. - Journal of applied mechanics Transaction of the ASME, Series E – Издательство: Мир, 1967, - с.85-87.

72. Цибульский В.Р. Математическая модель динамики процесса сепарации газа в системе первичного контроля масс газожидкостной смеси / Цибульский В.Р., Соловьев И.Г., Субарев Д.Н. - Весник ТГУ, №7, 2011 – с.159-165.

73. Биргер М.И. Справочник по пыле- и золоулавливанию / Биргер М.И., Вальдберг А.Ю., Мягков Б. И. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Энергоатомиздат, 1983. — 312 с., ил.

74. Амелин А.Г. Теоретические основы образования тумана в химических производствах / Амелин А.Г. - Государственное научно-техническое издательство химической литературы, Москва, 1951.

75. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. / Лойцянский Л.Г. – 3-е изд., перераб. И доп. – М.: Наука, 1970. – 904с.

76. Ужов В. Н. Подготовка промышленных газов к очистке / Ужов В. Н. Вальдберг А.Ю. – М.: Химия, 1975. – 216 с.

77. Ужов В. Н. Очистка промышленных газов от пыли. / Ужов В. Н. Вальдберг А.Ю., Мягков Б.И., Решидов И.К. – М.: Химия, 1981. – 392с.

78. Ужов В. Н. Очистка промышленных газов фильтрами. / Ужов В. Н., Мягков Б.И. - М.: Химия, 1970. – 320с.

79. Щукин В.К. Теплообмен, массообмен и гидродинамика закрученных потоков в осесимметричных каналах / Щукин В.К., Халатов А.А. – М.: Машиностроение, 1982. – 200 с.

80. Страус В. Промышленная очистка газов. / Страус В. – М.: Химия. 1981. – 616с.

81. Вальдберг А.Ю. Образование туманов и каплеулавливание в системах очистки газов. / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Каменщиков И.Г. – М.: ОАО «НИИОГАЗ», 2003. – 256с.

82. Вальдберг А.Ю. Эффективность улавливания капель тумана в волокнистых фильтрах при малых скоростях фильтрации / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Каменщиков И.Г. - Химическое нефтегазовое машиностроение. – 1999. – №1. – с.40-42.

83. Вальдберг А.Ю. Расчет эффективности высокоскоростных волокнистых фильтров / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А. - Химическое нефтегазовое машиностроение. – 1999. – №4. – с.32-34.

84. Алиев Г.М.-А. Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов: справочник / Алиев Г.М.-А. – М.: Химия, 1986. – С. 306

85. Дьяченко Н.Н. Математическая модель течения полидисперсного ансамбля твердых частиц в ускоряющихся потоках / Дьяченко Н.Н., Дьяченко Л.И. - Вестник томского государственного университета, № 3(11), 2010, - с.95-99.

86. Ахмедов Р.Б. Аэродинамика закрученной струи / Ахмедов Р.Б. – М.: Энергия, 1997. – 238 с.

87. Склабинский В.И. Modeling and Design of Inertial – Filtering Gas Separators-Condensers for Compressor Units of Oil and Gas Industry / Склабинский В.И., Ляпощенко О.О., Аль Раммахи М.М., Настенко О.В. - Applied Mechanics and Materials — 2014. — Vol.630.— P.117-123.

88. Склабинский В.И. Моделирование и проектирование инерционно-фильтрующих газосепараторов-конденсаторов для компрессорных установок нефтегазовой промышленности / Склабинский В.И., Ляпощенко О.О., Аль-Раммахи М.М., Настенко О.В. - Сборник докладов участников XIV Международной научно-технической конференции «Герметичность, вибронадежность и экологическая безопасность насосного и компрессорного оборудования» - «ГЕРВИКОН-НАСОСЫ-2014». – С.97-104.

89. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред / Нигматулин Р.И. – М: Химия, 1987. – Часть 1. – С.189

90. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред / Нигматулин Р.И. – М: Химия, 1987. – Часть 2. – С.360.

91. Куталадзе С.С. Тепломассообмен и волны в газожидкостных системах. / Куталадзе С.С., Накоряков В.Е. – Новосибирск: Наука, 1984. – 302с.

92. Ляпощенко О.О. Аналіз фазової рівноваги та моделювання супутнього теплообміну в процесі інерційно-фільтрувальної сепарації конденсацією / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма III Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції, 2014.-Ч.2.-С.98.

93. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. / Касаткин А.Г. – 11-е изд., стереотип., дораб. Перепеч. – М.: Альянс, 2005. – 784с.

94. Кузнецов А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. / Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. - Изд.2-е пер. и доп. - Л., «Химия», 1974.

95. Мильштейн Л.М. О критериях дифференцированной оценки сепарационных устройств /Мильштейн Л.М. - Переработка нефти и газов. — 1977. — №2. — с. 77-81.

96. Фисенко С.П. Микроструктура поля пересыщения при гомогенной нуклеации в парогазовой смеси / Фисенко С.П. - Журнал технической физики, 2013, том 83, вып. 5. – с. 35-40.

97. Пат. на корисну модель №41600 А Україна, МПК B01D45/04 Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Логвин А.В.— №200900649; Заявлено 29.01.2009; Надрук. 25.05.2009, Бюл. №10, 2009.

98. Пат. на винахід №88558 С2 Україна, МПК B01D45/04 Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку і пристрій для його здійснення / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Логвин А.В., Міщенко О.С. — №200802372; Заявлено 25.02.2008; На-друк. 26.10.2009, Бюл. №20, 2009.

99. Пат. на корисну модель №56067 U Україна, МПК B01D45/04 Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Артюхов А.Є, Логвин А.В., Коробченко К.В. — №201007411; Заявлено 14.06.2010; Надрук. 27.12.2010, Бюл. №24, 2010.

100. Пат. на корисну модель №57386 U Україна, МПК B01D45/04 Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Логвин А.В.,

Скиданенко М.С. — №201009488; Заявлено 29.07.2010; Надрук. 25.02.2011, Бюл. №4, 2011.

101. Ляпощенко О.О. Фізична модель руху газокраплинних потоків сепараційними каналами та фільтруючими секціями інерційно-фільтруючих газосепараторів / Ляпощенко О.О., Аль Роммахи М.М., Логвин А.В. - Нафтогазова енергетика. — 2011. — №2(15). — С. 5-11.

102. Пат. на корисну модель №82976 U Україна, Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Логвин А.В., Настенко О.В., Пономаренко Д.В. // МПК B01D 45/00 B01D 45/04 (2006.01) — №201301444; Заявлено 07.02.2013; Надрук. 27.08.2013, Бюл. №16, 2013.

103. Пат. на корисну модель №102445 U Україна, Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / Ляпощенко О.О., Павленко І.В., Настенко О.В., Усик Р.Ю., Дем'яненко М.М. // МПК B01D 45/04 (2006.01) - №201505124; Заявлено 25.05.2015; Надрук. 26.10.2015, Бюл. №20, 2015.

104. Грин Х. Аэрозоли – пыли, дымы и туманы. / Грин Х., Лейн В. - Изд. 2-е, стер. Изд-во «Химия», 1972, 428с.

105.Енотов В.М. Теория фильтрации / Енотов В.М. - Соросовский образовательный журнал, №2, 1998г. – 121-128с.

106. Сулейманов Б. А. Особенности фильтрации гетерогенных систем. / Сулейманов Б. А. – М.–Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2006 – 356 с.

107. Ужов В.Н. Очистка газов мокрыми фильтрами / Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. – М.: Химия, 1972. – 248 с.

108. Саваторова В. Л. Математическое моделирование процессов теплопроводности и фильтрации в неоднородных средах со структурой, близкой к периодической. Автореф. дисс. ... докт. физ-мат. наук. –К., 2011.

109. ГОСТ Р 8.777-2011 Дисперсный состав аэрозолей и взвесей. Определение размеров частиц по дифракции лазерного излучения. – Москва, Стандартинформ, 2012.
110. Ключев Н.И. Математические модели двухфазных течений / Ключев Н.И., Соловьева Е.А. - Самара. 2009.
111. Якуба А.Р. Анализ и оценка сил, действующих на частицы в сепараторах с закрученными потоками / Якуба А.Р., Калашников А.Н. - Вестник СумГУ. – 1998. - №2(10), - с.41-45.
112. Николаев В.В. Основные процессы физической и физико-химической переработки газа. / Николаев В.В., Бусыгина Н.В., Бусыгин И.Г. – М.: Недра, 1998. – 184 с.
113. Склабінський В.І. Методика та стратегія оптимізаційних досліджень при динамічному моделюванні процесів інерційно-фільтруючої сепарації у високоефективному енергозберігаючому газосепараційному обладнанні з застосуванням інтегрованих SCADA програмно-апаратних комплексів / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Інтегровані технології та енергозбереження. — 2014. — №4. — С.89-95.
114. Ochowiak M. Oczyszczanie strumienia powietrza w cylindrycznym odpylaczu komorowym / Ochowiak M., Broniarz-Press L, Nastenko O. - Inżynieria i aparatura chemiczna 55, Vol.2, 2016.
115. Настенко О.В. Узагальнення результатів досліджень процесів інерційно-фільтрувальної сепарації / Настенко О.В. - Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції, 2016.-Ч.2.-С.111-112.
116. Буров А.А. Континуальная модель запыленного криволинейного течения газа / Буров А.А., Буров А.И., Гамолитч В.Я. - Труды Одесского политехнического университета, 2004, №2 (22). – с.1-3.
117. Буров А.А. Распределение скоростей и температур в воздушном течении с замкнутыми контурами / Буров А.А., Максимовская Е.С., Толкач В.А. - Труды Одесского политехнического университета, 2009 – с.178-181.

118. Буров А.А. Воздушное течение в криволинейном канале. / Буров А.А., Буров А.И., Карамушко А.В. - Труды Одесского политехнического университета, 2009 – с.174-177.

119. Логвин А.В. Отримання початкових даних для математичного моделювання газодинаміки газового потоку в каналі ІФ-сепаратора / Логвин А.В., Аль-Раммахі М.М., Склабінський В.І. - Збірник тез доповідей 14 Всеукраїнської науково-практичної конференції "Інноваційний потенціал української науки - ХХІ сторіччя". – Режим доступу: <http://nauka.zinet.info/14/logvin.php>.

120. Ляпощенко О.О. Моделювання процесів сепарації та прогнозування ефективності роботи газосепараторів промислових установок газових та газоконденсатних родовищ / Ляпощенко О.О., Маренок В.М., Логвин А.В., Настенко О.В., Синельник Р.А. - Компрессорное и энергетическое машиностроение. — 2013. — №2(32). — С.13-17.

121. Sklabinskyi V.I. Problems of Forecasting and Efficiency Upgrading of Oil and Gas Separation Equipment / Sklabinskyi V.I., Liaposhchenko O.O., Nastenko O.V., Lyushnichenko M.P. - Матеріали міжнародної науково-технічної конференції "Машина, обладнання і матеріали для нарощування вітчизняного видобутку та диверсифікації постачання нафти і газу", 2016, - с. 46-50.

122. FlowVision / ООО ТЕСИС (Современный программный комплекс от компании ТЕСИС моделирует трехмерные стационарные и нестационарные течения жидкости и газа). – М., 2005. – <http://www.flowvision.ru/>

123. Ляпощенко О.О. Интегрированные технологии автоматизированного проектирования с динамическим моделированием работы сепарационного и теплообменного оборудования в составе промышленных установок и комплексов / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Прогрессивные технологии и процессы: Сборник научных статей Международной молодежной научно-практической конференции. — Курск: Юго-Зап. гос. ун-т, 2014. — Т.1. — С.353-357.

124. Ляпощенко О.О.Проектування установок низькотемпературної переробки вуглеводнів з використанням програмних пакетів технологічних розрахунків / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - XXI Міжнародна науково-практична конференція «Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта, здоров'я» (MicroCAD-2014), 2014.

125. Ляпощенко О.О. Оптимізаційне проектування багатофункціонального сепараційного нафтогазового обладнання / Ляпощенко О.О.,Павленко І.В, Настенко О.В., Дем'яненко М.М., Старинський О.Є.. - Матеріали і всеукраїнської науково-технічної конференції «Комп'ютерне моделювання та оптимізація складних систем», І частина, 2015. – с.226-231.

ДОДАТОК А

Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет

«ЗАТВЕРДЖУЮ»
Перший проректор
Сумського державного університету
В.Д. Карпуша
«__» _____ 2014 р.

АКТ

«__» _____ 2014 р.

м.Суми

про впровадження (використання) результатів
кандидатської дисертаційної роботи Настенко О.В.

Комісія у складі: голова - проректор з наукової роботи, д.ф.-м.н., проф. Черноус А.М., члени комісії: зав. кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ) факультету технічних систем та енергоефективних технологій (ТеСЕТ) Сумського державного університету (СумДУ), д.т.н., проф. Склабінський В.І., зав. кафедри комп'ютерних наук факультету електроніки та інформаційних технологій (ЕЛІТ) СумДУ, д.т.н., проф. Довбиш А.С., зав. секції комп'ютеризованих систем управління (КСУ) кафедри комп'ютерних наук факультету ЕЛІТ СумДУ, к.т.н., доц. Черв'яков В.Д. склали даний акт про те, що результати дисертаційної роботи Настенко О.В. «Моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідних сумішей», представленої на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук, використані науковцями секції КСУ кафедри комп'ютерних наук факультету ЕЛІТ СумДУ при розробці математичної моделі та алгоритму автоматизованого програмного керування процесом сепарації газоконденсатної суміші, а також SCADA (Supervisory control and data acquisition) програмно-апаратного комплексу для оснащення дослідно-демонстраційного експериментального стенду з дослідження процесів сепарації газорідних потоків, оптимізації конструкцій та випробувань сепараційних вузлів.

Використання зазначених результатів дозволяє підвищити рівень наукових досліджень та дослідно-конструкторських розробок. Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність та перспективи впровадження в напрям технічного переоснащення сучасними комплексними інтегрованими комп'ютеризованими системами лабораторного оснащення та експериментальних стендів з дослідження хіміко-технологічних процесів (ХТП).

Результати впроваджені при виконанні держбюджетних науково-дослідних робіт «Багатовимірні системи управління технічними і технологічними об'єктами» (ДР №0113U004134) кафедрою комп'ютерних наук факультету ЕЛІТ СумДУ та «Дослідження гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик пристроїв з вихровими та високотурбулізованими одно та двофазними потоками» (ДР №0110U002632) кафедрою ПОХНВ факультету ТеСЕТ СумДУ в рамках запропонованого міжфакультетського/міжкафедрального проекту. Здобувач виступала у якості відповідального виконавця виконуваних науково-дослідних робіт, розробника конструкторської документації для виготовлення дослідно-демонстраційного експериментального стенду та методики проведення досліджень, при розробці комп'ютеризованої системи управління процесом сепарації здійснювала вибір та обґрунтування основних параметрів контролю та регулювання, приймала безпосередню участь у виготовленні експериментальних зразків інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, а також здійснювала авторський нагляд за оснащенням стенду SCADA програмно-апаратним комплексом.

Акт складено у 2-х примірниках.

Голова комісії
проректор з наукової роботи, д.ф.-м.н., проф.

А.М.Черноус

Члени комісії
зав. кафедри ПОХНВ, д.т.н., проф.
зав. кафедри комп'ютерних наук, д.т.н., проф.
зав. секції КСУ, к.т.н., доц.

В.І.Склабінський
А.С.Довбиш
В.Д.Черв'яков

ДОДАТОК Б

"СУМІФІТОФАРМАЦІЯ"
товариство з обмеженою відповідальністю

вул. 2000/20475 в. АБ «Укробіофарм»
м. Київ, 04000, вул. 2000/20475, кв. 3/120/033,
м.п. № 012070218/00
м.п. № 010120010
тл. +380 (0)44 200 12 00 ф. +380 (0)44 200 12 00
e-mail: info@sumifitopharm.com.ua



"СУМІФІТОФАРМАЦІЯ"
товариство з обмеженою відповідальністю

вул. 2000/20475 в. АБ «Укробіофарм»
м. Київ, 04000, вул. 2000/20475, кв. 3/120/033,
м.п. № 012070218/00
м.п. № 010120010
тл. +380 (0)44 200 12 00 ф. +380 (0)44 200 12 00
e-mail: info@sumifitopharm.com.ua



АКТ

про використання результатів
кандидатської дисертаційної роботи Настенко О.В.

Комісія у складі: голова - головний інженер Єременко О.В., та члени комісії: головний механік Бабак І.М., інженер по впровадженню техніки та технологій Товстожанський М.Ю. опитали данню акт про те, що результати дисертаційної роботи Настенко О.В. «Моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації дисперсійних сумішей», представлені на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук, використані у виробничій діяльності ТОВ «Суміфітофарм» при вдосконаленні існуючого виробництва лікарської рослинної продукції, спецій та натуральних інгредієнтів у вигляді технічних пропозицій та практичних рекомендацій щодо запровадження сучасних технологій та нового високоефективного апаратурного оформлення для процесів сепарації дисперсійних сумішей при переробці рослинної сировини.

Використання вказаних результатів дозволяє суттєво підвищити ступінь розділення дисперсійних компонентів, а також підвищити продуктивність та якість отримуваних продуктів за рахунок зменшення внесених високодисперсійних цільових компонентів з товарної фракції.

Результати використані при наданні науково-консультаційних послуг за темою «Сучасні технології та обладнання для сепарації і класифікації дисперсійних сумішей рослинної сировини» (договір №01.18-02.15.СР від 18 лютого 2015 р. на проведення науково-технічного консультування, замовник - ТОВ «Суміфітофарм», виконавець НДР - Сумський державний університет, кафедра процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв). Здобуван експлуата у якості відповідального виконавця.

Голова комісії

Члени комісії

О.В. Єременко
І.М. Бабак
М.Ю. Товстожанський

ДОДАТОК В

Публічне акціонерне товариство “УКРХІМПРОЕКТ” Україна, 40009, м. Суми вул. Іллінська, 13	 Тел. +38 (0542) 6 E-mail: info@ukrkhimproekt.com.ua	Публичное акционерное общество “УКРХИМПРОЕКТ” Украина, 40009, г. Сумы ул. Ильинская, 13
---	---	--


«ЗАТВЕРДЖУЮ»
 Генеральний директор
 ПАТ «Укрхімпроект»
 Л.Є.Наумов
 «31» серпня 2015 р.

АКТ

**про впровадження (використання) результатів
дисертаційної роботи Настенко О.В.**

Комісія у складі:

голова – заступник генерального директора з маркетингу Хухрянський О.М., члени комісії: начальник департаменту маркетингу комплексних об'єктів Алещенко О.В., головний інженер проекту Макарчук О.О., склали даний акт про те, що результати дисертаційної роботи Настенко О.В. «Моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідних сумішей», представленої на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук, використані в проектній діяльності ПАТ «Укрхімпроект» під час виконання дослідно-конструкторських робіт (ДКР) на стадії ескізного проектування нафтогазоводорозділювача типу «HEATER-TREATER» (підігрівач-деемультатор) установки підготовки нафти для облаштування родовища ім. В.Н.Виноградова (Група «ЛУКОЙЛ», «Російська інноваційна паливно-енергетична компанія (РИТЭК)», генпроектувальник - ТюменьНИПИнефть) у вигляді:

1. Математичних моделей процесів гравітаційно-інерційної та інерційно-фільтруючої сепарації високодисперсної краплинної рідини з газового потоку.
2. Методики інженерного розрахунку сітчастого (волокнуистого) відбійника бризкотумано-воловлювача для сепарації попутного нафтового газу.
3. Методики інженерного розрахунку вихрового газосепаратора-воловідділювача тонкої очистки паливного газу.
4. Методики визначення гідравлічного опору газосепараційних пристроїв та прогнозування ефективності сепарації газорідних потоків.

Використання зазначених результатів дозволить здійснити моделювання гідромеханічних процесів при сепарації високодисперсної краплинної рідини з газорідних сумішей, проектування високоефективного газосепараційного обладнання для розділення багатоконпонентних газоконденсатних систем. Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність та перспективи впровадження в технологіях сепарації газоконденсатних систем та очищення газів.

Результати впроваджені при виконанні ДКР за темою «Розробка підігрівача-деемультатора типу «HEATER-TREATER» установки підготовки нафти» (договір №51.18-04.15.СП від 18 травня 2015 р. на створення (передачу) науково-технічної продукції, замовник - ПАТ «Укрхімпроект», виконавець - Сумський державний університет, кафедра процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв). Здобувач виступала у якості відповідального виконавця виконуваних робіт.

Голова комісії

О.М.Хухрянський

Члени комісії

О.В.Алещенко

О.О.Макарчук

ДОДАТОК Г



АКТ
про впровадження результатів
кандидатської дисертаційної роботи Настенко О.В.

Комісія у складі: Шевчук А.В., Коломієць В.М., Ляпошенко О.О. склали даний акт про те, що результати дисертаційної роботи Настенко О.В. «Моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідних сумішей», представлені на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук, використані у виробничій діяльності ТОВ «Агросервіс» під час виконання дослідно-конструкторських робіт (ДКР) на стадії ескізного проектування сепараційного та теплообмінного обладнання установки для виробництва рідких азотних добрив у вигляді:

1. Математичних моделей процесів сепарації газорідних потоків зі сполученим міжфазним теплообміном.
2. Методики інженерного розрахунку крапле відбійників та тумановловлювачів для сепарації бризок абсорбенту у колонних апаратах з потоку газів, що відходять.
3. Ескізного проекту теплообмінного апарату та розділів з розрахунку сепараційних пристроїв.

Використання зазначених результатів дозволяє здійснити моделювання гідромеханічних процесів, що супроводжуються міжфазним теплообміном, проектування високоефективних багатофункціональних апаратів. Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність і перспективи впровадження в технологіях сепарації газоконденсатних систем та очищення газів.

Результати впроваджені при виконанні ДКР за темою «Проектування сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва аміачної води» (договір №51.18-05.15.СП від 12 липня 2015 р. на створення (передачу) науково-технічної продукції, замовник - ТОВ «Агросервіс», виконавець - Сумський державний університет (СумДУ), кафедра процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв). Здобувач виступала у якості відповідального виконавця виконуваних робіт.

Члени комісії:

від ТОВ «Агросервіс»
Головний агроном

від СумДУ
Науковий керівник НДДКР

В.М.Коломієць

О.О.Ляпошенко

ДОДАТОК Д

Лістинг програми для розрахунку гідродинаміки руху газового та рідинного потоків, а також розв'язання задачі конвективного теплообміну в плівці вловленої рідини

$$\rho := 1.4$$

$$\mu := 1.8110^{-5}$$

$$\nu := \frac{\mu}{\rho}$$

$$\nu = 1.508 \times 10^{-5}$$

$$r_1 := 0.01$$

$$r_2 := 0.041$$

$$r_m := \frac{r_1 + r_2}{2}$$

$$r_m = 0.033$$

$$\delta := r_2 - r_1$$

$$\delta = 0.025$$

$$h := 0.01$$

$$p_0 := 1 \cdot 10^5$$

$$nn := 4$$

$$v_{\max} := 5$$

$$G_{\max} := \frac{2}{3} \cdot \rho \cdot v_{\max} \cdot \delta \cdot h \cdot nn$$

$$G_{\max} = 0.036$$

$$G := 0.01$$

$$q := \frac{G}{\rho \cdot h \cdot nn}$$

$$q = 0.069$$

$$\beta(r) := -\frac{6 \cdot (r - r_1) \cdot (r - r_2)}{(r_2 - r_1)^3}$$

$$n := 2$$

$$f_2(r) := (r - r_1)^n \cdot (r - r_2)^n$$

$$\psi_2(r) := 1 - \frac{2 \cdot r \cdot n}{(r - r_1) \cdot (r_2 - r)} \cdot (r - r_m)$$

$$\xi_1 := \int_{r_1}^{r_2} \beta(r) \cdot f_2(r) \, dr$$

$\xi_1 = 1.674 \times 10^{-8}$

$$\xi_2 := \int_{r_1}^{r_2} \beta(r) \cdot f_2(r) \cdot \psi_2(r) \, dr$$

$\xi_2 = 5.58 \times 10^{-9}$

$$\kappa_1 := \int_{r_1}^{r_2} \beta(r)^2 \, dr$$

$\kappa_1 = 48$

$$\kappa_2 := - \int_{r_1}^{r_2} r \cdot \frac{d^2}{dr^2} \beta(r) \, dr$$

$\kappa_2 = 624$

$$\kappa_3 := \int_{r_1}^{r_2} \frac{\beta(r)}{r} \, dr$$

$\kappa_3 = 31.743$

$$\gamma_1 := \int_{r_1}^{r_2} \frac{f_2(r)}{r} \, dr$$

$\gamma_1 = 1.024 \times 10^{-8}$

$$\gamma_2 := \int_{r_1}^{r_2} r \cdot \frac{d^2}{dr^2} (f_2(r) \cdot \psi_2(r)) \, dr$$

$\gamma_2 = 2.031 \times 10^{-6}$

$\varepsilon := \mu$

$$\theta := \frac{\xi_1 \cdot q}{\varepsilon \cdot \gamma_1}$$

$\theta = 6.273 \times 10^3$

$$k := \sqrt{\frac{2 \cdot \xi_2}{\xi_1}}$$

$k = 0.816$

$$\sigma := \frac{\kappa_1 \cdot q^2}{\varepsilon \cdot \gamma_1}$$

$\sigma = 1.249 \times 10^{12}$

$$\lambda:=\text{polyroots}\left(\left(\left(\begin{array}{c} \text{k}^2\cdot\theta\\-3\\-\theta\\1\end{array}\right)\right)\right)\qquad\lambda=\left(\begin{array}{c} -0.817\\0.816\\6.273\times 10^3\end{array}\right)$$

$$\lambda_1:=\lambda_1$$

$$\textcolor{green}{C}:=\frac{\sigma}{\text{k}^2\cdot\theta}=2.987\times 10^8$$

$$\frac{\kappa_1\cdot\text{q}}{2\cdot\xi_2}=2.987\times 10^8$$

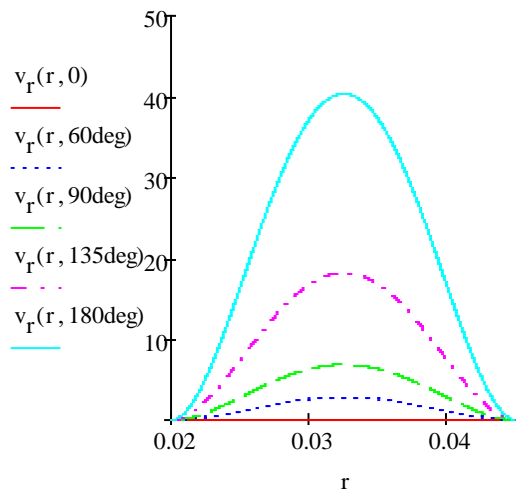
$$\textcolor{green}{A}(\varphi):=\text{C}\cdot\left(\cosh\left(\lambda_1\cdot\varphi\right)-1\right)$$

$$v_r(r,\varphi):=A(\varphi)\cdot f_2(r)$$

$$v_{\varphi}(r,\varphi):=\beta(r)\cdot\text{q}+A(\varphi)\cdot f_2(r)\cdot\psi_2(r)$$

$$p(\varphi):=p_0-\frac{\rho\cdot\text{q}}{\delta}\cdot\left[\xi_1\cdot\frac{\text{d}}{\text{d}\varphi}A(\varphi)+\varepsilon\cdot\left(\kappa_2+\kappa_3\right)\right]-\varepsilon\cdot\left[\left(\gamma_2-\gamma_1\right)\cdot A(\varphi)+3\cdot\gamma_1\cdot\frac{\text{d}^2}{\text{d}\varphi^2}A(\varphi)\right]$$

$$\Delta p\left(\varphi\right):=\frac{\lambda_1\cdot\xi_1\cdot\sigma\cdot\rho\cdot\text{q}}{\delta\cdot\text{k}^2\cdot\theta}\cdot\sinh\left(\lambda_1\cdot\varphi\right)$$



$$\underline{F}(\underline{r}, \varphi) := \frac{v_{\underline{r}}(\underline{r}, \varphi) \cdot \underline{r}}{v_{\varphi}(\underline{r}, \varphi)}$$

$$P := 100$$

$$j := 0..P$$

$$\Delta := 1 \cdot 10^{-3}$$

$$\underline{R}_{0,j} := (1 + \Delta) \cdot r_1 + \left[(1 - \Delta) \cdot r_2 - (1 + \Delta) \cdot r_1 \right] \cdot \frac{j}{P}$$

$$\underline{N} := 1 \cdot 10^3$$

$$i := 0..N$$

$$\underline{\Phi}_i := \frac{\pi \cdot i}{N}$$

$$i := 1..N$$

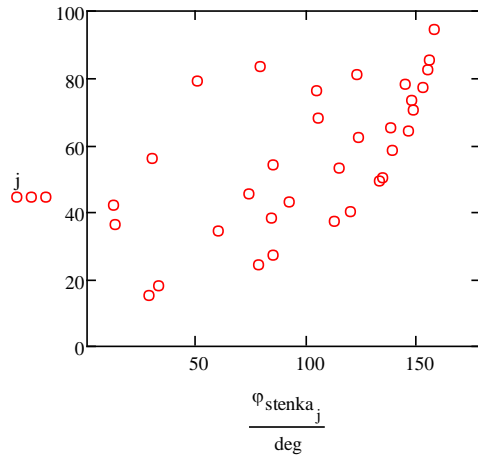
$$R_{i,j} := R_{i-1,j} + F(R_{i-1,j}, \Phi_{i-1}) \cdot (\Phi_i - \Phi_{i-1})$$

$$\text{Col} := \left| \begin{array}{l} \text{for } j \in 0..P \\ \left| \begin{array}{l} \text{Col}_j \leftarrow 0 \\ \text{for } i \in 0..N \\ \text{Col}_j \leftarrow \text{Col}_j + 1 \text{ if } R_{i,j} > r_2 \end{array} \right. \\ \text{Col} \end{array} \right|$$

$$\varphi_{\text{stenka}} := \frac{\text{Col} \cdot \pi}{N}$$

$$\text{Col}_{\text{stenka}} := \left| \begin{array}{l} \text{Col}_{\text{stenka}} \leftarrow 0 \\ \text{for } j \in 0..P \\ \text{Col}_{\text{stenka}} \leftarrow \text{Col}_{\text{stenka}} + 1 \text{ if } \text{Col}_j > 0 \\ \text{Col}_{\text{stenka}} \end{array} \right|$$

$$\frac{\text{Col}_{\text{stenka}}}{P} \cdot 100 = 33$$



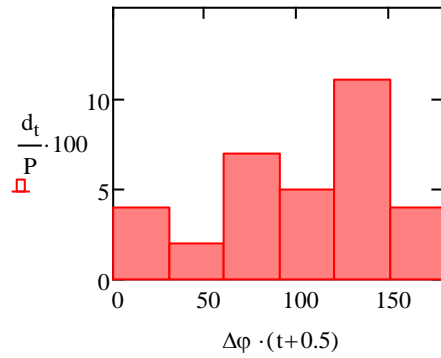
$$\Delta\varphi := 3\mathcal{C}$$

```

d :=
  for t ∈ 0.. $\frac{180}{\Delta\varphi} - 1$ 
  |
  | dt ← 0
  | for j ∈ 0..P
  |   dt ← dt + 1 if  $\Delta\varphi \cdot t < \frac{\varphi_{stenka_j}}{deg} \leq \Delta\varphi \cdot (t + 1)$ 
  |
d

```

$$t := 0.. \frac{180}{\Delta\varphi} - 1$$



```

R :=
  for i ∈ 0..N
  |
  | for j ∈ 0..P
  |   Ri,j ← r2 if Ri,j > r2
  |   Ri,j ← r1 if Ri,j < r1
  |
R

```

$X_{i,j} := -R_{i,j} \cdot \cos(\Phi_i)$

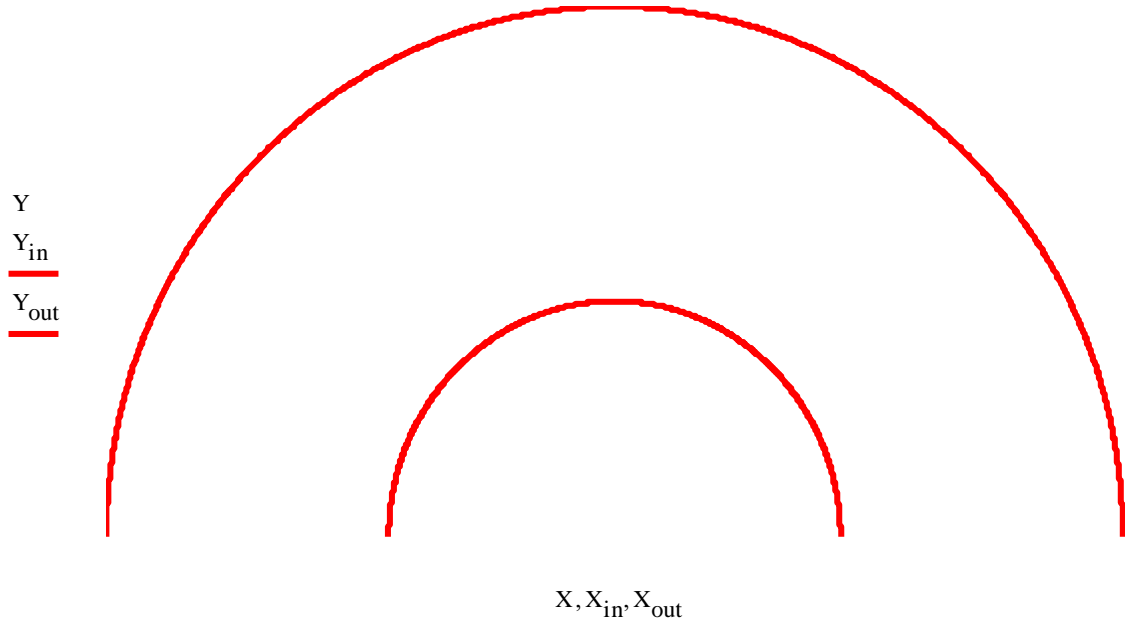
$Y_{i,j} := R_{i,j} \cdot \sin(\Phi_i)$

$X_{in_i} := -r_1 \cdot \cos(\Phi_i)$

$Y_{in_i} := r_1 \cdot \sin(\Phi_i)$

$X_{out_i} := -r_2 \cdot \cos(\Phi_i)$

$Y_{out_i} := r_2 \cdot \sin(\Phi_i)$



$\psi := 0.5 \qquad \mu_1 := 0.00 \qquad d_1 := 100 10^{-6} \qquad \rho_1 := 100 \qquad m_1 := \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{d_1}{2}\right)^3 \cdot \rho_1 = 5.236 \times 10^{-10}$

$\alpha := \psi \cdot \frac{\pi \cdot \mu_1 \cdot d_1}{8 \cdot m_1} \qquad \alpha = 37.5$

$w_r(r,\varphi) := \text{polyroots} \left[\begin{array}{c} -\alpha \cdot r \cdot \left(v_\varphi(r,\varphi)^2 + \alpha \cdot r \cdot v_r(r,\varphi) \right) \\ \alpha \cdot r \cdot \left(\alpha \cdot r - 2 \cdot v_r(r,\varphi) \right) \\ 2 \cdot \alpha \cdot r - v_r(r,\varphi) \\ 1 \end{array} \right]_2$

$$a(r,\varphi):=2\cdot\alpha\cdot r-v_r(r,\varphi)$$

$$b(r,\varphi):=\alpha\cdot r\cdot\left(\alpha\cdot r-2\cdot v_r(r,\varphi)\right)$$

$$c(r,\varphi):=-\alpha\cdot r\cdot\left(v_\varphi(r,\varphi)^2+\alpha\cdot r\cdot v_r(r,\varphi)\right)$$

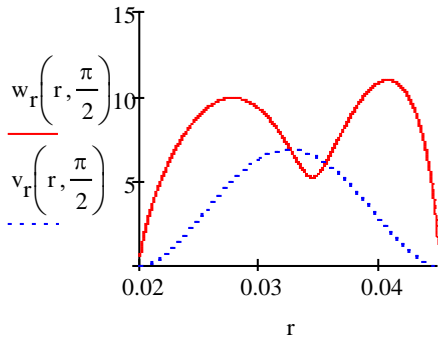
$$pp(r,\varphi):=b(r,\varphi)-\frac{a(r,\varphi)^2}{3}$$

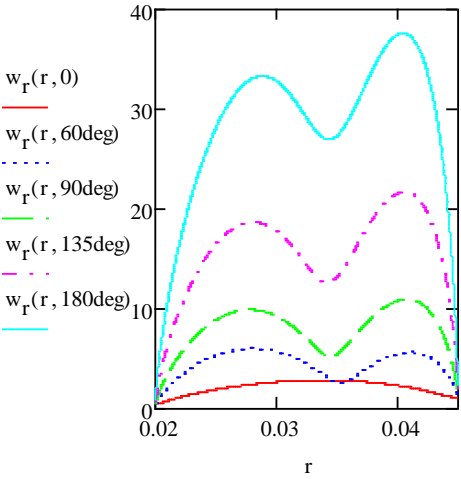
$$qq(r,\varphi):=c(r,\varphi)+\frac{2}{27}\cdot a(r,\varphi)^3-\frac{1}{3}\cdot a(r,\varphi)\cdot b(r,\varphi)$$

$$z(r,\varphi):=\sqrt[3]{-\frac{qq(r,\varphi)}{2}+\sqrt{\frac{qq(r,\varphi)^2}{4}+\frac{pp(r,\varphi)^3}{27}}}$$

$$w_r(r,\varphi):=z(r,\varphi)-\frac{pp(r,\varphi)}{3\cdot z(r,\varphi)}$$

$$w_\varphi(r,\varphi):=\frac{\alpha\cdot r\cdot v_\varphi(r,\varphi)}{\alpha\cdot r+w_r(r,\varphi)}$$





$$\alpha:=1\cdot10^4$$

$$\lambda:=-0.\epsilon$$

$$a:=1.4310^{-7}$$

$$h:=0.02$$

$$\delta:=0.5\,10^{-3}$$

$$T_{\text{st}}:=2\mathbb{C}$$

$$\Delta T_0:=5$$

$$A:=0$$

$$K_1:=\frac{\delta^2-r_2^2}{\delta^2}+\frac{\alpha\cdot\left(r_2^2-\delta\cdot r_2\right)}{\delta\cdot\lambda}=-7.485\times10^4$$

$$K_2:=\frac{2\cdot r_2}{\delta^2}+\frac{\alpha\cdot\left(\delta-2\cdot r_2\right)}{\delta\cdot\lambda}=3.343\times10^6$$

$$K_3:=\frac{1}{\delta^2}-\frac{\alpha}{\delta\cdot\lambda}=3.733\times10^7$$

$$a_1 := \frac{\frac{3 \cdot \delta^2 \cdot q}{h^2} + A \cdot \delta^2 \cdot r_2 \cdot h^2}{\delta \cdot a} \cdot r_2 = 5.245 \times 10^4$$

$$a_2 := \sqrt{\frac{a \cdot \left[2 \cdot \delta \cdot r_2 \cdot K_3 - \delta \cdot \left(K_2 - 2 \cdot K_3 \cdot r_2 \right) \right] + \frac{1}{3} \cdot \frac{\alpha}{\lambda} \cdot \delta^3 \cdot r_2 \cdot h^2 \cdot \left(K_2 - 2 \cdot K_3 \cdot r_2 \right)}{\delta \cdot a \cdot \left(K_1 - K_2 \cdot r_2 + K_3 \cdot r_2^2 \right)}} \cdot r_2 = 1.008$$

$$\lambda_1 := -a_1 + \sqrt{a_1^2 + a_2^2} = 9.69 \times 10^{-6}$$

$$\lambda_2 := -a_1 - \sqrt{a_1^2 + a_2^2} = -1.049 \times 10^5$$

$$\Delta T(\varphi) := \frac{\Delta T_0}{\lambda_1 - \lambda_2} \cdot \left(\lambda_1 \cdot e^{\lambda_2 \cdot \varphi} - \lambda_2 \cdot e^{\lambda_1 \cdot \varphi} \right)$$

$$T_{\text{gr}}(\varphi) := T_{\text{st}} + \Delta T(\varphi)$$

$$a(\varphi) := K_1 \cdot T_{\text{st}} + \left(1 - K_1 \right) \cdot T_{\text{gr}}(\varphi)$$

$$b(\varphi) := -K_2 \cdot \left(T_{\text{gr}}(\varphi) - T_{\text{st}} \right)$$

$$c(\varphi) := K_3 \cdot \left(T_{\text{gr}}(\varphi) - T_{\text{st}} \right)$$

$$T(r,\varphi) := a(\varphi) + b(\varphi) \cdot r + c(\varphi) \cdot r^2$$

$$N := 100t$$

$$r_i := r_2 - \delta + \frac{i}{N} \cdot \delta$$

$$T_i := T\left(r_i,\pi\right)$$

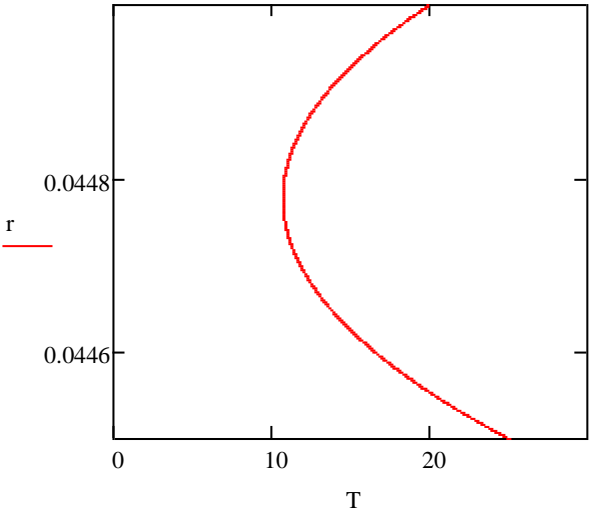
$$r_{\text{max}}(\varphi) := -\frac{b(\varphi)}{2 \cdot c(\varphi)}$$

$$T_{\text{max}}(\varphi) := a(\varphi) - \frac{b(\varphi)^2}{4 \cdot c(\varphi)}$$

$$\Delta T_{\max}(\varphi) := \left(1 - \frac{K_2^2}{4 \cdot K_3} - K_1\right) \cdot \Delta T(\varphi)$$

$$T_{\max}(\pi) = 10.699$$

$$\Delta T_{\max}(\pi) = -9.301$$



ДОДАТОК Е

Розміри дисперсних частинок та інтервали застосування апаратів для їх сепарації

Туман										Мряка										Краплі																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																														